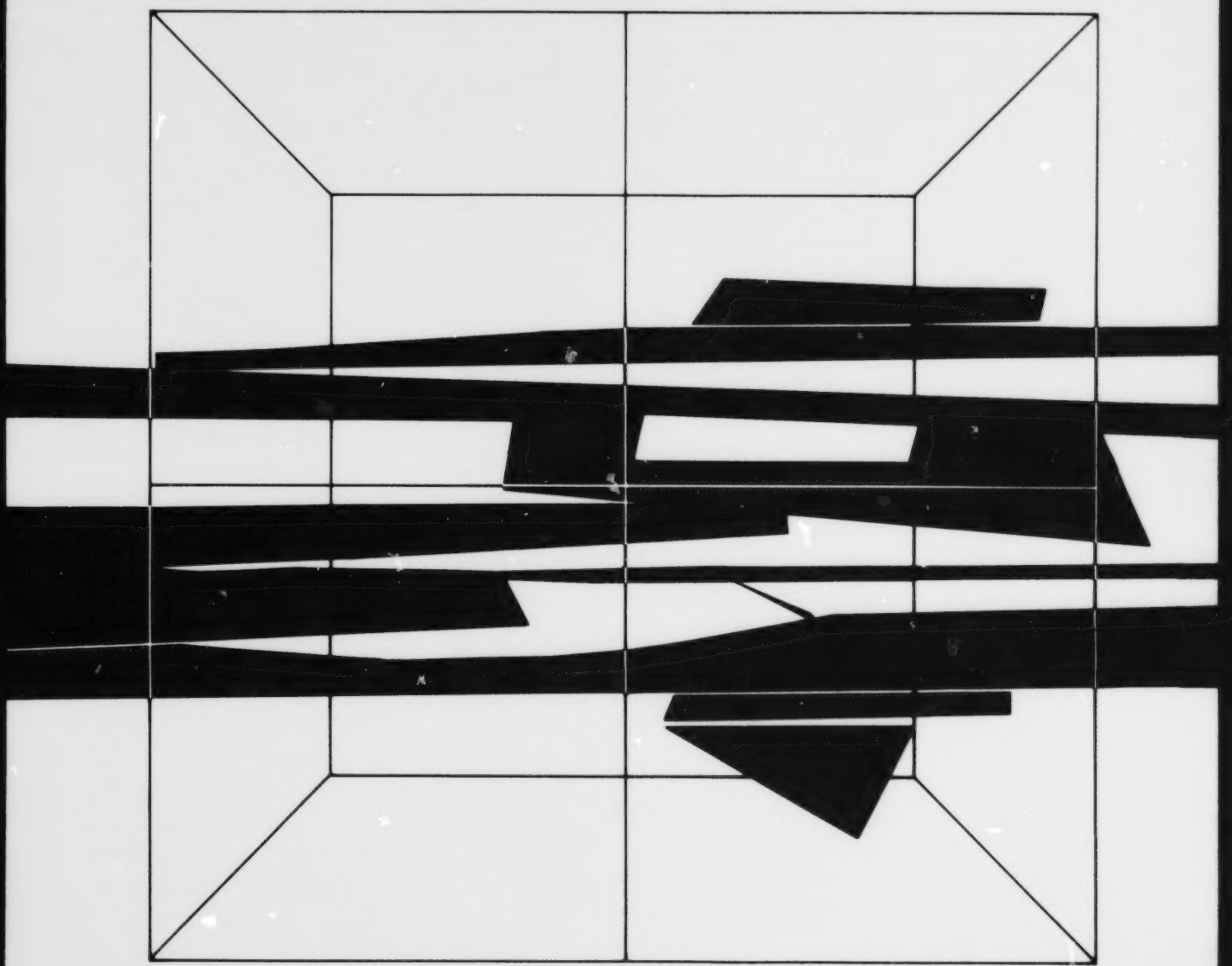
Conversion des stations d'épuration des eaux usées urbaines à l'élimination biologique améliorée du phosphore

Rapport SPE 3 UP 3
Octobre 1986



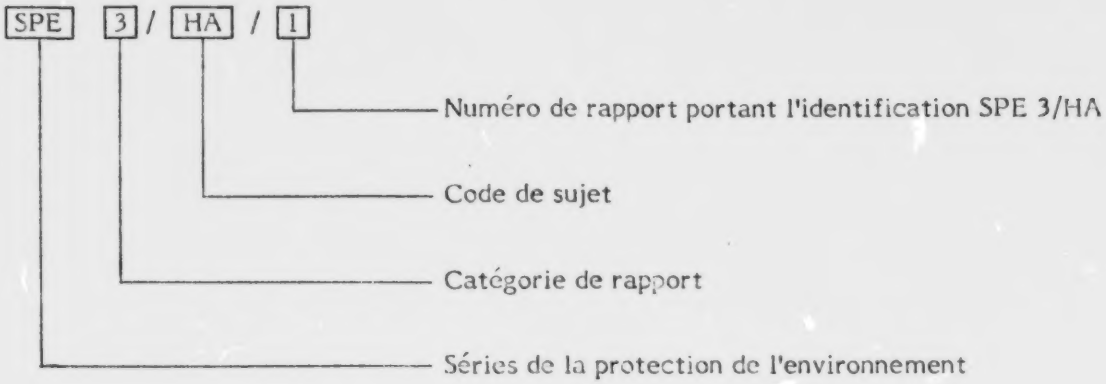
Environnement Canada
Environment Canada

Canada

87-00930/

SÉRIES DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Exemple de numérotage:



Catégories

1	Règlements/Lignes directrices/ Codes de procédure
2	Évaluation des problèmes et options de contrôle
3	Recherche et développement technologique
4	Revues de la documentation
5	Relevés
6	Évaluations des impacts sur l'environnement
7	Surveillance
8	Propositions, analyses et énoncés de principes généraux
9	Guides

Sujets

AG	Agriculture
AP	Polluants atmosphériques
AT	Toxicité aquatique
CC	Produits chimiques commerciaux
CE	Consommateurs et l'environnement
FP	Traitement des aliments
HA	Déchets dangereux
IC	Chimie inorganique
MA	Pollution marine
MM	Exploitation minière et traitement des minéraux
NR	Régions du Nord
PF	Papier et fibres
PG	Production de l'électricité
PN	Pétrole et gaz naturel
SP	Déversements de pétrole et de produits chimiques
SRM	Méthodes de référence normalisées
TS	Transports
UP	Pollution urbaine

Sujets et codes additionels sont introduits au besoin. Une liste de rapports du SPE peut être obtenue en s'adressant aux Publications de la protection de l'environnement, Conservation et Protection, Environnement Canada, Ottawa (Ontario) K1A 0E7.

CONVERSION DES STATIONS D'ÉPURATION DES EAUX USÉES URBAINES À L'ÉLIMINATION BIOLOGIQUE AMÉLIORÉE DU PHOSPHORE

par

CANVIRO Consultants Ltd.
Kitchener (Ontario)

en collaboration avec

Norbert W. Schmidtke et Assoc. Ltd.
Kitchener (Ontario)

et

David I. Jenkins and Assoc. Inc.
Berkeley (California)

pour le compte de

la Direction générale des programmes de protection de l'environnement
Conservation et Protection
Environnement Canada

Rapport SPE 3/UP/3
Octobre 1986

Publication
distribuée par la Section des publications
Conservation et Protection
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 0E7

Édition française de
Retrofitting Municipal Wastewater Treatment Plants for Enhanced Biological Phosphorus Removal
préparée par le Module d'édition française

English copy available at the above mentioned address

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1986
N° de cat. En 49-8/3-3F
ISBN 0-662-93998-0
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

AVIS

Le présent rapport a été revu par la Direction générale des programmes de protection de l'environnement, qui en a approuvé la publication. Cette approbation ne signifie pas que son contenu soit conforme aux vues et politiques d'Environnement Canada. La mention de marques de commerce ou de produits commerciaux ne signifie pas qu'on en recommande ou approuve l'emploi. Le présent rapport est basé sur les travaux effectués par les trois compagnies dont les noms apparaissent sur la page titre. Tout commentaire concernant le contenu du présent rapport devrait être adressé à:

M. Henryk Melcer (Ph.D.)
Centre technique des eaux usées
Environnement Canada
C.P. 5050
Burlington, Ontario
L7R 4A6

This publication is also available in English through:
Publications Section
Environmental Protection Program Directorate
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 0E7

RÉSUMÉ

Le présent rapport évalue la faisabilité technique et économique de la conversion des stations canadiennes d'épuration des eaux usées urbaines à l'élimination biologique améliorée du phosphore (EBAP), ainsi que les coûts de construction de nouvelles stations intégrant les procédés d'EBAP. Les analyses de coûts ont porté sur trois procédés: le traitement primaire, les boues activées classiques (BAC) et l'aération prolongée, auxquels on a attribué des caractéristiques de conception standards. Pour fins de comparaison des coûts, des teneurs limites en phosphore total du rejet de 0,3 et 1,0 mg/l ont été utilisées. Quatre procédés d'EBAP, soit le Bardenpho, l'UCT (University of Capetown), l'A/O d'Air Products et le Phostrip, ont été examinés. Une analyse technique a mené à la conclusion que les procédés d'EBAP permettaient d'atteindre une teneur limite en phosphore du rejet de 1,0 mg/l ou moins, à la condition d'être appuyés par une précipitation chimique et/ou par une filtration de leur effluent. Il a également été constaté que les procédés d'EBAP et de précipitation chimique devraient idéalement agir simultanément de façon à optimiser le rendement et à réduire les coûts au minimum.

Une analyse économique a indiqué que, de toutes les stations modèles, celles qui utilisaient des systèmes à BAC convenaient le mieux aux modifications requises par la technique de l'EBAP. Autre constatation, les procédés d'EBAP exigent d'ordinaire des immobilisations plus considérables que la précipitation chimique. Il faut dire, cependant, que la taille de la station à partir de laquelle les coûts d'un procédé d'EBAP concurrencent ceux de la précipitation chimique sont fonction de la complexité du procédé. En ce qui concerne les frais annuels d'exploitation et d'entretien, toutes les variantes d'EBAP, à l'exception du procédé Phostrip, font aussi bonne figure que la précipitation chimique lorsque le débit hydraulique de la station dépasse 36,4 millions de l/j. En tenant compte des frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien, seul le procédé A/O s'est révélé plus rentable que la précipitation chimique dans tous les cas de conversion étudiés, à cause du coût additionnel moindre de l'amortissement des immobilisations.

Dans les stations nouvelles, les traitements classiques par boues activées comportant une précipitation chimique se sont révélés plus rentables que les procédés d'EBAP (exception faite du procédé A/O) si l'on prend comme critère les frais annuels globaux. Cependant, si l'on considère les seuls frais annuels d'exploitation et d'entretien, le procédé A/O est généralement plus rentable que le traitement classique lorsqu'il s'agit d'atteindre une teneur limite en phosphore de 1,0 mg/l. En outre de cela, les procédés d'EBAP (exception faite du Phostrip) entraînent des frais annuels d'exploitation et

d'entretien inférieurs à ceux du traitement classique lorsque la teneur limite en phosphore à atteindre est de 0,3 mg/l et que le débit hydraulique de la station dépasse 13,6 millions de l/j.

L'évaluation des techniques de déphosphoration ne devrait pas être restreinte à la dimension économique. D'autres éléments devraient être pris en considération lorsque l'on envisage la possibilité d'une conversion, notamment la teneur en nutriants du rejet requise, la conception des installations en place et les caractéristiques des eaux usées au Canada. Quant aux facteurs susceptibles de rendre les procédés d'EBAP plus intéressants dans le contexte canadien, mentionnons l'adoption de normes de rejet plus strictes concernant le phosphore et l'azote, des hausses substantielles du prix des agents chimiques et bien sûr une augmentation de la confiance en l'efficacité de ces procédés.

ABSTRACT

The technical and economic feasibility of modifying existing municipal wastewater treatment plants in Canada for enhanced biological phosphorus removal (EBPR) was evaluated. The cost of building new plants incorporating EBPR technology was also assessed. Cost analyses were based on three processes: primary treatment, conventional activated sludge (CAS) and extended aeration, with designs based on standard practice. Effluent total phosphorus limits of 1.0 and 0.3 mg/L were compared. Four EBPR processes, Bardenpho, UCT (University of Capetown), Air Products' A/O Process, and Phostrip, were addressed. The technical review concluded that chemical precipitation and/or effluent filtration were required with the EBPR processes to achieve consistent effluent phosphorus limits of 1.0 mg/L or less. Further, it was found that, ideally, EBPR and chemical precipitation processes should be applied simultaneously for optimum performance and minimum cost.

The economic review concluded that, of the model plants, CAS systems were the most suitable candidates for modifications to EBPR technology. EBPR processes typically required higher capital investment than chemical precipitation. However, the size at which the EBPR processes became cost-competitive with chemical precipitation was a function of the process complexity. In terms of annual O&M costs, all EBPR options except Phostrip were cost-competitive with chemical precipitation at flows greater than 36.45 ML/d. Based on total annual O&M costs, only the A/O process was more cost-effective in every retrofit situation evaluated because of the additional cost of amortizing the capital expenditure.

In new facilities, CAS plants incorporating chemical precipitation were more cost-effective than all the EBPR processes except A/O, based on total annual costs. However, on the basis of annual O&M costs, A/O was generally more cost-effective than the conventional plant at the 1.0 mg/L effluent phosphorus level. Furthermore, all EBPR processes except Phostrip had lower annual O&M costs than the conventional plant at the 0.3 mg/L effluent phosphorus level and at flows greater than 13.6 ML/d.

The assessment of technologies or phosphorus removal should not be based on economic evaluations alone. Other important factors that should also be addressed in retrofit situations include the desired effluent nutrient limits, the design of existing facilities and the characteristics of wastewaters in Canada. Circumstances that would make EBPR processes more attractive in Canada include more stringent phosphorus and nitrogen removal requirements, major increases in chemical costs and greater confidence in the performance of EBPR processes.

TABLE DES MATIÈRES

	Résumé	IV
	Abstract	VI
	Liste des tableaux	IX
	Liste des figures	XII
1	**Introduction**	
1.1	Objet de l'étude	1
1.2	Étendue des travaux	2
1.3	Structure du rapport	3
2	**Évaluation technique des méthodes de déphosphoration**	
2.1	Élimination biologique améliorée du phosphore	4
2.1.1	Procédés possibles	6
2.1.2	Description des procédés	9
2.1.3	Comparaison des procédés	11
2.1.4	Critères de conception	12
2.1.5	Données relatives à la performance des procédés	16
2.1.6	Données relatives aux boues produites	24
2.1.7	Sensibilité des procédés et efficacité à basse température	24
2.1.8	Réaction des procédés à des chocs organiques, toxiques et hydrauliques ainsi qu'à des conditions défavorables	25
2.1.9	Problèmes de fonctionnement	27
2.1.10	Faisabilité technique des procédés d'EBAP	28
2.1.11	Résumé	31
2.2	Élimination chimique du phosphore	32
2.2.1	Procédés possibles	32
2.2.2	Description des procédés	32
2.2.3	Critères de conception des procédés	33
2.2.4	Données sur l'efficacité des procédés	34
2.2.5	Données sur la production de boues	34
2.2.6	Sensibilité du procédé, réaction à des conditions défavorables et récupération	35
2.2.7	Problèmes de fonctionnement	35
2.2.8	Faisabilité technique	35
3	**Méthodologie**	
3.1	Conception des stations modèles	36
3.1.1	Station modèle de traitement primaire	36
3.1.2	Station modèle de traitement par boues activées classiques	36
3.1.3	Station modèle de traitement par aération prolongée	36
3.1.4	Dimensions des stations modèles	39
3.2	Évaluation des coûts des stations modèles	41
3.2.1	Simulation CAPDET	41
3.2.2	Bases d'évaluation du coût des stations modèles	42
3.3	Conversion en vue de réaliser la déphosphoration	43
3.3.1	Conception des installations d'élimination chimique du phosphore	43
3.3.2	Conception des procédés d'EBAP	44
3.3.3	Liste de l'équipement nécessaire à la conversion aux divers procédés	58
3.3.4	Développement des coûts de conversion	58

3.3.5	Bases des coûts de conversion des stations	59
3.4	Coût des nouvelles stations	59
4	**Évaluation économique des techniques de déphosphoration**	
4.1	Coûts de conversion	61
4.1.1	Procédé de précipitation chimique	61
4.1.2	Procédé Bardenpho	62
4.1.3	Procédé UCT	67
4 1.4	Procédé A/O	70
4.1.5	Procédé Phostrip	73
4.1.6	Résumé des frais de conversion	75
4.2	Coûts des nouvelles stations	78
4.2.1	Précipitation chimique	78
4.2.2	Procédé Bardenpho	78
4.2.3	Procédé UCT	80
4.2.4	Procédé A/O	80
4.2.5	Procédé Phostrip	82
4.2.6	Résumé du coût des nouvelles stations	82
4.3	Analyse des variations de coûts	86
4.3.1	Effets de la dose de supplément chimique et de son coût	87
4.3.2	Effets du type de supplément chimique utilisé	89
4.4	Justesse des évaluations de coûts	89
5	**Applications possibles au Canada de la conversion à un procédé d'EBAP**	
5.1	Teneurs limites en phosphore des rejets	91
5.2	Teneurs limites en azote des rejets	92
5.3	Caractéristiques des eaux usées	93
5.4	Caractéristiques des stations d'épuration des eaux du Canada	94
5.5	Conséquences pour la gestion des boues	96
5.6	Degré de développement des techniques de déphosphoration	97
5.7	Possibilités de subventionner les immobilisations	97
5.8	Résumé	98
6	**Conclusions**	
6.1	Faisabilité technique	99
6.2	Rentabilité des stations converties	99
6.3	Rentabilité des nouvelles stations d'EBAP	100
6.4	Applicabilité aux stations canadiennes de la conversion à un procédé d'EBAP	100
	Bibliographie	102
	Annexe **Courbes des frais de conversion aux divers procédés**	105

LISTE DES TABLEAUX

1	Temps de séjour en bassin dans le procédé Bardenpho à cinq stades	14
2	Paramètres nominaux et opérationnels types des procédés A/O et A^2/O	15
3	Résumé des performances du procédé Phostrip (Amérique du Nord)	18
4	Résumé des performances du procédé Bardenpho (Amérique du Nord)	19
5	Résumé des performances du procédé A/O (Amérique du Nord)	19
6	Schémas de traitement utilisés dans les stations d'EBAP en Amérique du Nord	20
7	Évaluation du phosphore total présent dans l'effluent des procédés d'EBAP	21
8	Moyennes sur 30 jours et maxima journaliers des teneurs en phosphore total à la station Phostrip de la Tahoe Truckee Sanitatoin Agency	22
9	Moyennes sur 30 jours et maxima journaliers des teneurs en phosphore total et en MES du rejet de la station Phostrip de Rochester	23
10	Résumé des performances du procédé A/O à l'usine de Pontiac (MI)	24
11	Efficacité de la station pilote A/O de Patapsco pour divers débits eaux brutes	26
12	Procédés nécessaires au respect des limites en phosphore total de l'effluent d'EBAP	30
13	Effet de l'élimination chimique du phosphore sur la production de boues	34
14	Répartition des usines d'épuration ontariennes selon le type et les dimensions	39
15	Index des figures relatives à la conversion à l'EBAP des divers types de station	58
16	Coûts de conversion des stations de traitement primaire à l'élimination chimique du phosphore	62
17	Coûts de conversion des stations de traitement classique par boues activées à l'élimination chimique du phosphore	63
18	Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée à l'élimination chimique du phosphore	65
19	Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé Bardenpho	66

20	Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé Bardenpho	66
21	Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé Bardenpho	66
22	Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé UCT	68
23	Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé UCT	68
24	Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé UCT	68
25	Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé A/O	71
26	Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé A/O	71
27	Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé A/O	71
28	Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé Phostrip	74
29	Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé Phostrip	74
30	Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé Phostrip	74
31	Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec filtration)	76
32	Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec addition d'un agent chimique)	76
33	Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	76
34	Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec filtration)	79
35	Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec addition d'un supplément chimique)	79
36	Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter la teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	79

37	Coûts des nouvelles installations: traitement classique par boues activées avec addition d'un supplément chimique	81
38	Coûts des nouvelles installations - procédé Bardenpho	81
39	Coûts des nouvelles installations - procédé UCT	81
40	Coûts des nouvelles installations - procédé A/O	83
41	Coûts des nouvelles installations - procédé Phostrip	83
42	Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention, après filtration, d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	86
43	Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention, avec addition d'un supplément chimique, d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	86
44	Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	87
45	Variation des frais annuels globaux en fonction de la dose de supplément chimique et de son coût	88
46	Variation des frais annuels d'E&E en fonction de la dose de supplément chimique et de son coût	88
47	Variation des frais annuels globaux en fonction du type de supplément chimique	89
48	Caractéristiques des eaux usées brutes en Ontario	94

LISTE DES FIGURES

1	Procédés possibles d'élimination biologique améliorée du phosphore	7
2	Procédés Phostrip possibles	8
3	Schéma d'une station modèle de traitement primaire	37
4	Schéma d'une station modèle d'épuration classique par boues activées	38
5	Schéma d'une station modèle d'épuration par boues activées avec aération prolongée	40
6	Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement primaire	46
7	Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement classique par boues activées	47
8	Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement par aération prolongée	48
9	Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement primaire	49
10	Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement classique par boues activées	50
11	Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement par aération prolongée	51
12	Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement primaire	52
13	Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement classique par boues activées	53
14	Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement par aération prolongée	54
15	Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement primaire	55
16	Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement classique par boues activées	56
17	Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement par aération prolongée	57
18	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Phostrip et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	64

19	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Bardenpho et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	65
20	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé UCT et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	69
21	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé UCT et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	69
22	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé A/O et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	72
23	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé A/O et à la précipitation jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	72
24	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Phostrip et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l	77
25	Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Phostrip et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	77
26	Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet, après filtration, de 1,0 mg/l	84
27	Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet, après addition d'un supplément chimique, de 1,0 mg/l	85
28	Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l	85

1 INTRODUCTION

La déphosphoration se pratique depuis la fin des années 1970 dans la plupart des stations d'épuration des eaux usées urbaines dont les rejets sont évacués dans le bassin des Grands Lacs d'aval. Des règlements imposant la déphosphoration sont en vigueur dans diverses régions où les eaux réceptrices sont sensibles à la charge en nutriants. Le degré de limitation de l'ammoniac et/ou des composés oxydés de l'azote (nitrates et nitrites) est particulier à chaque endroit.

La technique classique de déphosphoration fait intervenir la précipitation chimique par adjonction de sels métalliques (alun, chlorure ferrique, chaux). Il est établi que cette technique permet d'abaisser la teneur en phosphore total (PT) du rejet à 1 mg/l ou mieux; toutefois, les frais encourus augmentent de façon notable à mesure que deviennent plus strictes les exigences concernant la teneur en phosphore du rejet. En outre, la précipitation chimique ne permet pas à elle seule de débarrasser le rejet des composés azotés.

Plusieurs nouveaux procédés d'épuration des eaux usées ont été mis au point pour permettre une élimination biologique très efficace du phosphore. Certains permettent d'éliminer tout rejet de nutriants (azote et phosphore). Même si ces procédés (assez peu connus au Canada) sont plus complexes que la précipitation classique, ils semblent présenter certains avantages par rapport à celle-ci. Toutefois, les avantages économiques, surtout s'il faut convertir une ancienne station, peuvent varier beaucoup d'un endroit à l'autre.

La présente étude a porté sur la faisabilité technique et économique d'une conversion des stations d'épuration des eaux usées urbaines à des procédés d'élimination biologique améliorée du phosphore (EBAP). Divers procédés d'EBAP ont fait l'objet d'un bref examen et d'une comparaison visant à évaluer en quoi ils étaient préférables à la précipitation chimique classique pour éliminer le phosphore. On s'est efforcé d'identifier le type et les dimensions des stations qui conviendraient le mieux à une conversion à l'EBAP. Une comparaison des dépenses entraînées par un certain nombre de variantes d'EBAP et par la précipitation chimique a été faite. La présente étude ne s'est pas limitée à une station: au contraire, sa portée très étendue a répondu au besoin d'identifier les conditions pour lesquelles l'élimination chimique ou au contraire l'élimination biologique du phosphore est la plus rentable.

1.1 Objet de l'étude

L'étude avait pour objet global d'évaluer la faisabilité technique et économique d'une conversion des anciennes stations d'épuration des eaux usées urbaines à l'élimination biologique améliorée du phosphore (EBAP).

De façon plus particulière, l'étude visait à:

- Comparer les immobilisations et les frais d'exploitation et d'entretien (E&E) nécessaires pour convertir les anciennes stations d'épuration aux procédés d'EBAP et les frais entraînés par l'adoption par ces stations des techniques de précipitation chimique;
- Établir des comparaisons semblables entre les procédés d'élimination biologique et chimique du phosphore pour de nouvelles stations d'épuration;
- Mettre au point une formule, comprenant une liste des éléments avec indication des coûts et dépenses, que les concepteurs pourraient utiliser pour évaluer les frais rattachés à la conversion des anciennes stations;
- Examiner l'applicabilité des procédés d'EBAP au Canada.

1.2 Étendue des travaux

Dans le but de concentrer les recherches et de restreindre le nombre de cas de conversion nécessitant une analyse de coûts, l'étendue des travaux a été circonscrite aux situations indiquées ci-dessous.

1) Trois types de stations ont été examinés: les stations de traitement primaire, les stations de traitement classique par boues activées et les stations de traitement par aération prolongée. Les stations utilisant le procédé des boues activées à fortes charges ont été écartées, car cette technique est peu employée au Canada.
2) Chaque type de station a été évalué pour trois débits, correspondant aux quartiles inférieur, moyen et supérieur d'après la fréquence des débits pour chaque type de station en Ontario.
3) Les trois techniques biologiques d'élimination des nutriants à évaluer devaient comprendre les trois procédés commerciaux utilisés en Amérique du Nord (Bardenpho, Phostrip, A/O) ainsi que le procédé expérimental de l'université de Cape Town (UCT).
4) Étant donné l'utilisation répandue qu'on en fait en Ontario, le chlorure ferrique a servi à déterminer les frais comparatifs pour la précipitation chimique. Une analyse de variation des coûts a été effectuée pour déterminer les répercussions du coût des substances chimiques et du type de composé utilisé sur les frais entraînés.
5) Deux limites furent imposées en ce qui concerne les teneurs en phosphore total (PT) des rejets des stations, soit 1,0 et 0,3 mg/l. Toutefois, comme on considérait qu'il était techniquement impossible d'atteindre la teneur limite inférieure (0,3 mg/l) par l'addition d'une substance chimique aux effluents d'une station de traitement primaire (vu leur teneur élevée en matières en suspension), l'analyse des dépenses ne fut effectuée dans ce cas que pour la limite de 1,0 mg/l. La possibilité d'abaisser la

teneur en PT à 0,5 mg/l ne fut pas envisagée dans l'analyse des coûts, car les critères de conception et notre connaissance des procédés biologiques possibles ne sont pas suffisamment au point pour distinguer au moment de la conception entre des limites de 0,3 mg/l et de 0,5 mg/l.

6) Pour l'étude, les valeurs suivantes ont été fixées à certains paramètres des eaux usées:

DCO	= 250 mg/l
AKT	= 25 mg/l
Alcalinité	= 240 mg/l
Phosphore total	= 5 mg/l.

1.3 Structure du rapport

Le chapitre 2 contient les résultats de l'examen des méthodes d'élimination du phosphore, aussi bien biologique que chimique. Les données obtenues constituent la base des modèles utilisés pour évaluer les immobilisations et les frais d'exploitation rattachés aux différentes techniques de déphosphoration.

Le chapitre 3 expose la méthode utilisée pour la conception des procédés de déphosphoration et l'évaluation des frais afférents.

Le chapitre 4 présente les résultats de l'analyse des frais rattachés à la conversion aux procédés de déphosphoration, aussi bien pour les anciennes que pour les nouvelles stations.

Le chapitre 5 examine les exigences canadiennes relatives à l'élimination des nutriants. Il comporte une analyse de l'applicabilité des méthodes d'EBAP dans le contexte des données techniques et économiques déjà présentées. Enfin, les conclusions sont tirées au chapitre 6.

L'annexe indique les courbes des coûts de l'équipement nécessaire à la conversion des anciennes stations aux procédés de déphosphoration. Ces courbes sont celles qui ont été utilisées pour les transformations décrites au chapitre 4 et pour tout autre équipement de traitement (p. ex. épaississeurs à flottation par air dissous, systèmes d'équilibration de débits) pouvant être nécessaire dans une installation donnée.

2 ÉVALUATION TECHNIQUE DES MÉTHODES DE DÉPHOSPHORATION

2.1 Élimination biologique améliorée du phosphore

Pour l'épuration biologique des eaux usées, les limites relatives aux nutriants (azote et phosphore) sont souvent exprimées sous la forme de rapports DBO_5/N et DBO_5/P. Pour que le traitement soit satisfaisant, il faut que le rapport $DBO_5/N/P$ soit d'environ 100:5:1. Pour les rendements types des boues produites par les procédés biologiques d'épuration, ces limites se traduisent par des teneurs en phosphore variant entre 1,5 et 2,5 p. 100 par rapport aux matières solides volatiles en suspension (en masse sèche). Dans le cas d'eaux usées domestiques de composition type et de procédés d'épuration types (p. ex. la sédimentation primaire, l'épuration biologique, la digestion des boues avec recyclage du surnageant), la teneur en phosphore est réduite d'environ 2 mg/l, soit de 10 à 30 p. 100 selon la teneur des eaux à l'entrée. Ces limites ont été prévues pour l'élimination du phosphore selon un procédé biologique. Certains procédés biologiques permettent cependant une bien meilleure déphosphoration sans addition de substances chimiques précipitant les phosphates. Nous désignerons ce genre de procédé, qui a été incorporé à plusieurs chaînes de traitement, par l'expression ***élimination biologique améliorée du phosphore*** (EBAP). Bien que les mécanismes de l'EBAP ne soient pas entièrement compris, les observations et les conditions de traitement mentionnées ci-dessous permettent de dégager une vue d'ensemble supportée par les données accessibles et conforme aux principes de compétition microbienne observée dans les boues activées.

a) Les boues activées recirculées et les eaux usées brutes doivent d'abord être mélangées, puis laissées à réagir en conditions anaérobies. En épuration des eaux usées, les conditions anaérobies correspondent à l'absence de nitrate (NO_3^-) ou d'oxygène dissous (OD).

b) Le temps de séjour dans le premier bassin anaérobie doit être assez long pour permettre l'assimilation d'une bonne partie des matières organiques solubles (DCO soluble).

c) Le schéma de traitement doit comporter, quelque part en aval du bassin anaérobie, un bassin aérobie (oxygéné).

d) Dans les systèmes à boues activées nitrifiantes, il faut empêcher le retour du NO_3^- dans le bassin anaérobie. Pour y parvenir, il est nécessaire de procéder à une dénitrification.

e) Dans le bassin anaérobie, les orthophosphates passent de la boue dans la solution; la DCO de la solution diminue.

f) Dans le bassin aérobie, les orthophosphates solubles sont éliminés de la solution; la DCO soluble n'augmente pas.

g) Les boues activées capables d'EBAP contiennent des granules colorants Neisser-positifs ("volutine", polyphosphates). Le nombre et la taille des granules sont plus petits dans le bassin anaérobie que dans le bassin aérobie.

h) L'addition aux eaux usées brutes de matières organiques solubles directement assimilables (p. ex. l'acétate, la surverse des épaississeurs à boues septiques) augmente la vitesse et le degré d'EBAP.

i) Des données semblent indiquer que les produits de stockage carbonacés (p. ex. le polyhydroxybutyrate) s'accumulent pendant la phase anaérobie. Il semble qu'ils soient utilisés par les microorganismes au cours des étapes aérobies ultérieures.

Tout ceci donne à penser que certains organismes des boues activées peuvent être avantagés par rapport à d'autres, en vertu de leur capacité à assimiler des substrats solubles en conditions anaérobies. Cet avantage vient de leur aptitude à se servir de l'énergie libérée au cours de la métabolisation de leur stock de polyphosphates intracellulaires en orthophosphates, d'où le transport des matières organiques solubles dans la cellule et leur transformation en produits de stockage carbonacés. Cela permet aux organismes de s'accaparer le substrat soluble et d'accumuler des réserves de carbone utilisable pendant les étapes ultérieures du traitement aérobie lorsque les sources exogènes de carbone ont disparu. Au cours des stades aérobies du traitement, ces organismes refont leur stock de polyphosphates intracellulaires à partir des orthophosphates solubles. Une partie du substrat carbonacé stocké est utilisé à cette fin.

Lorsque les boues activées recirculées et les eaux usées brutes se mélangent en présence de NO_3^- ou d'OD, les microorganismes capables de stocker les polyphosphates ne réussissent pas à concurrencer les microorganismes qui se servent de NO_3^- ou d'OD comme accepteurs d'électrons terminaux. Le maintien de conditions anaérobies dans le premier bassin de réaction est donc essentiel au fonctionnement efficace des procédés d'EBAP.

Bien des détails ont encore besoin d'être précisés. Ainsi, la nature des produits de stockage et les voies qui les relient ne sont pas comprises et la gamme des types de microorganismes participant à ces réactions est inconnue; enfin, l'influence et l'importance des espèces chimiques (p. ex. les ions métalliques) sur l'EBAP sont mal comprises. Toutefois, l'ensemble des conditions permettant ou inhibant l'EBAP est assez connu pour permettre, grâce aux données recueillies en station pilote, la conception de procédés d'EBAP.

2.1.1 Procédés possibles. - Il existe trois procédés commerciaux d'EBAP adaptables aux systèmes à boues activées alimentés en continu, soit les systèmes Bardenpho, Phostrip et A/O (A^2/O). En Amérique du Nord, ces procédés sont exploités sous licence.

Bardenpho	Eimco Process Equipment Co. 669 West Second South Salt Lake City, UT 84110
Phostrip	Biospherics Inc. 4928 Wayaconda Road Rockville, MD 20852
A/O, A^2/O	Air Products & Chemicals Inc. P.O. Box 538 Allentown, PA 18105

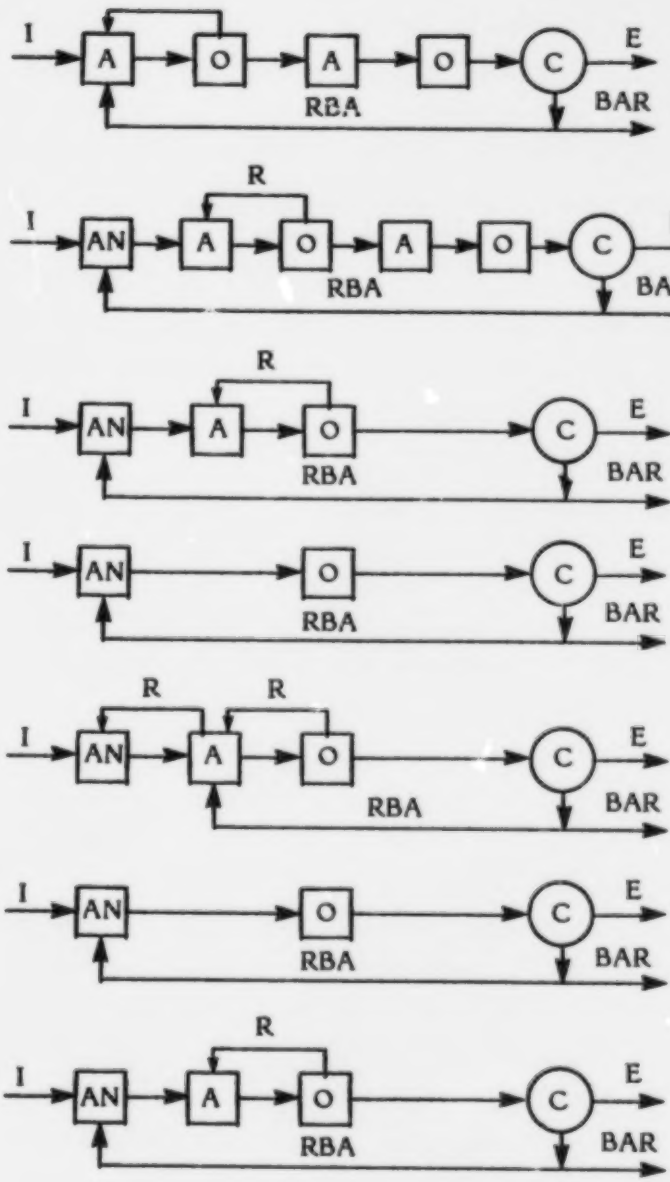
Les figures 1 et 2 représentent des schémas idéalisés de ces procédés. Les réacteurs servant aux divers procédés sont tous identifiés de la même façon afin de permettre la comparaison des procédés.

Les figures 1A et 1E illustrent l'évolution du procédé Bardenpho, à l'origine destiné à éliminer l'azote, et incidemment le phosphore (1A). Les développements ultérieurs ont visé à optimaliser l'absorption biologique du phosphore lorsqu'on s'est rendu compte que des conditions anaérobies étaient critiques pour ce procédé (figure 1B). Les procédés à trois et à deux stades (figures 1C et 1D) permettent une moins bonne limitation de l'azote en même temps que l'absorption biologique du phosphore. Le procédé UCT (figure 1E), mis au point à l'université de Cape Town (Siebritz et coll., 1982), est une modification du procédé Bardenpho avec recyclage interne additionnel afin de réduire au minimum la teneur en nitrates dans le réacteur anaérobie.

Les procédés A/O et A^2/O sont décrits aux figures 1F et 1G. La différence entre les deux tient aux proportions d'azote éliminé. Le procédé à deux stades A/O n'élimine pas l'azote; en fait, comme il permet la nitrification, l'élimination du phosphore est comprise par le recyclage des nitrates dans la zone où se fait la réaction anaérobie. Le système A^2/O permet la dénitrification par passage en zone d'anoxie.

La figure 2 illustre les procédés Phostrip qu'on trouve dans le commerce. À l'encontre des procédés Bardenpho et A/O, le Phostrip est un procédé secondaire utilisé avec un système biologique classique à croissance en suspension; il peut comprendre l'élimination de l'azote, tout dépendant des exigences locales.

En plus de ces procédés d'EBAP, Bundgaard et coll. (1983) ont décrit un procédé à alimentation intermittente, appelé Bio-Denipho, qui permet l'élimination biologique du



A. BARDENPHO ORIGINAL

Sert uniquement à la dénitrification, incidemment, à l'EBAP.

B. BARDENPHO MODIFIÉ

Sert à l'EBAP; nommé aussi Phoredox.

C. PHOREDOX À 3 STADES

Modifié de façon à permettre une dénitrification partielle.

D. PHOREDOX À 2 STADES

Aucune nitrification.

E. UCT

Les boues activées recirculées traversent le bassin A avant de pénétrer dans le bassin AN où se fait l'élimination du NO_3^- résiduel.

F. A/O

Aucune nitrification, bassins à compartiments AN et O étroits.

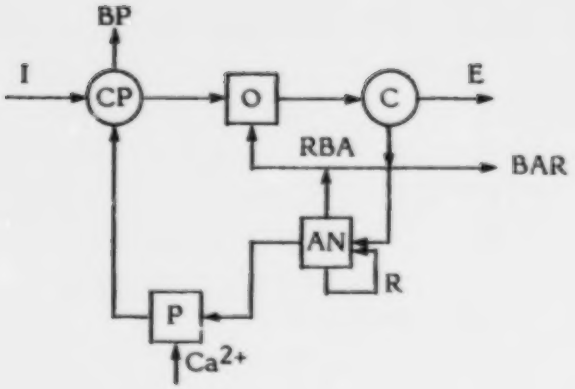
G. A^2/O

Nitrification et dénitrification, bassins à compartiments AN, A et O étroits.

RBA = Recirculation des boues activées
BAR = Boues activées résiduaires
AN = Bassin anaérobie
A = Bassin d'anoxie

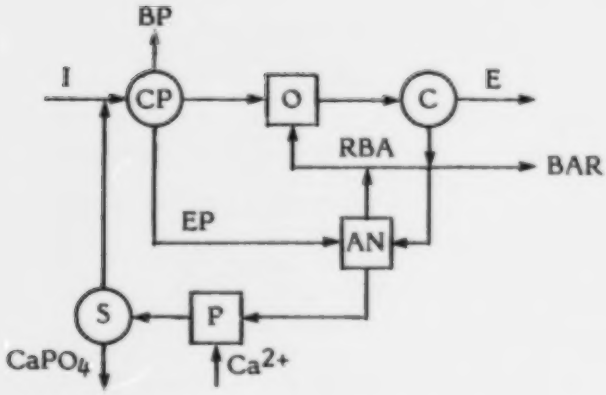
R = Recirculation
O = Bassin aérobie
I = Alimentation (eaux brutes)
E = Effluent (eaux épurées)
C = Clarificateur secondaire

Figure 1 **Procédés possibles d'élimination biologique améliorée du phosphore**



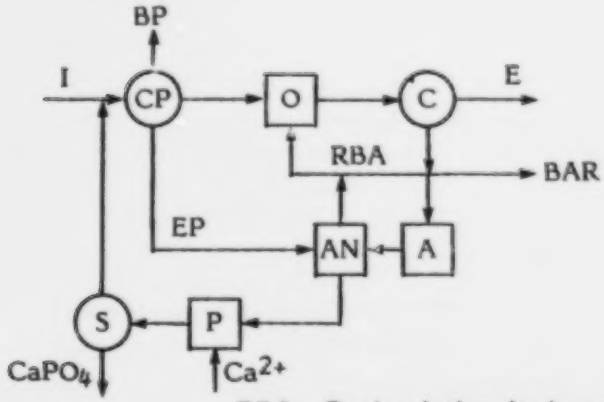
A. PHOSTRIP AVEC LAVAGE PAR RECYCLAGE
(système sans nitrification)

La surverse du laveur (AN) est précipitée à la chaux, puis recyclée dans le CP où elle est décantée et rejetée avec les BP.



B. PHOSTRIP AVEC ÉLUTRIATEUR
(système sans nitrification)

Élutriation dans le laveur (AN) avec l'EP. La surverse du laveur est précipitée à la chaux (P), puis décantée. Les boues chimiques sont éliminées séparément. La surverse est recyclée dans le CP.



C. PHOSTRIP PERMETTANT LA NITRIFICATION DES BOUES ACTIVÉES

Le laveur (AN) est "protégé" du NO_3^- présent dans les BAR par un bassin de dénitrification en zone d'anoxie (A).

RBA = Recirculation des boues activées
BAR = Boues activées résiduaires
AN = Bassin anaérobie
A = Bassin d'anoxie
P = Réacteur pour addition de la chaux
S = Décanteur à boues chaulées
R = Recirculation

I = Alimentation (eaux brutes)
E = Effluent (eaux épurées)
CP = Clarificateur primaire
BP = Boues primaires
EP = Effluent primaire
O = Bassin aérobie
C = Clarificateur secondaire

Figure 2 **Procédés Phostrip possibles**

phosphore. Il est aussi possible de concevoir des réacteurs de traitement séquentiel discontinu (RTSD) incluant la séquence de passages en zone anaérobie, en zone d'anoxie et en zone aérobie nécessaires à l'EBAP; les fossés d'oxydation se sont aussi révélés aptes à éliminer biologiquement le phosphore.

2.1.2 Descriptions des procédés. - La présente section décrit les trois procédés d'EBAP utilisés de façon courante en Amérique du Nord et le procédé expérimental UCT.

Bardenpho. - Ce procédé s'utilise en général dans un système comportant trois ou cinq stades (figures 1B et 1C). Dans le système à cinq stades, les eaux usées brutes et les boues activées recirculées se déversent dans un bassin anaérobie mixte. Le mélange s'écoule dans un bassin de traitement mixte en anoxie où sont recyclées les eaux du premier bassin aérobie d'aval. Le liquide mixte passe ensuite du bassin d'anoxie dans un bassin aérobie oxygéné, puis dans un bassin d'anoxie mixte, puis dans le dernier bassin aérobie oxygéné, et enfin dans le clarificateur secondaire. Le procédé de traitement à cinq stades vise à éliminer une grande partie de l'azote et du phosphore ($N\text{-}(NO_3^- + NO_2^- + NH_4^+)$ <1 mg/l; PT <1 mg/l). Quand une élimination moins complète de l'azote est tolérable ($N\text{-}(NO_3^- + NO_2^- + NH_4^+)$ <5 mg/l), un système à trois stades suffit. Le schéma de ce procédé est le même que celui du système à cinq stades, sauf que les deux derniers stades (l'un, en zone d'anoxie; l'autre, en zone aérobie) sont abandonnés. Ces deux stades avaient été incorporés à l'origine pour assurer une nitrification et une dénitrification complètes.

Le procédé Bardenpho a été appliqué presque uniquement aux systèmes permettant la nitrification. Il n'existe cependant aucune raison pour qu'il ne fonctionne pas dans les stations ne permettant pas la nitrification, comme l'indique la figure 1 représentant un système à deux stades. Dans un système conçu ainsi, toute nitrification nuit à l'élimination du phosphore, étant donné le recyclage des nitrates dans le réacteur anaérobie.

Les diverses modifications apportées au procédé Bardenpho original pour améliorer la déphosphoration ont amené une grande confusion dans la dénomination des schémas de traitement. Les termes *Bardenpho*, *Bardenpho modifié*, *Phoredox* et *Phoredox modifié* ont servi à désigner des systèmes très variés. Pour les fins de la présente étude, les procédés illustrés aux figures 1A à 1D porteront tous l'appellation *Bardenpho*.

UCT. - Le procédé UCT (figure 1E) peut être considéré comme une modification du procédé Bardenpho. La seule différence entre les deux procédés est que la recirculation des boues activées (RBA) ne se fait pas directement dans le premier réacteur anaérobie, mais plutôt dans le réacteur en anoxie qui communique ensuite avec le bassin anaérobie.

Cette modification assure une barrière supplémentaire empêchant le NO_3^- de pénétrer dans le bassin anaérobie.

A/O et A^2/O. - Le schéma du procédé A^2/O (figure 1G) est identique à celui du procédé Bardenpho à trois stades. Ce schéma s'appliquerait à un système avec nitrification demandant une dénitrification partielle. Dans le procédé A/O (figure 1F), les eaux usées brutes et la RBA se fait d'abord dans un bassin anaérobie mixte qui se déverse ensuite dans un bassin anaérobie oxygéné (ou aéré) et, finalement, dans un clarificateur secondaire. Ce schéma s'applique à un système sans nitrification; il est identique au schéma du procédé Bardenpho à deux stades déjà mentionné. La conception des systèmes Bardenpho et A/O ne diffère que par des détails, soit le nombre de compartiments des bassins (plus grand dans le système A/O) et l'utilisation d'oxygène à grande pureté (A/O) plutôt que d'air (Bardenpho) pour l'aération.

Phostrip. - Le corps du schéma de traitement selon le procédé Phostrip (figure 2) est le même que celui des stations d'épuration par boues activées (c.-à-d. clarificateur primaire, bassin d'aération et clarificateur secondaire). Le circuit de RBA peut être divisé de façon à laisser passer une partie des boues dans un bassin anaérobie dit laveur de phosphore. Si le procédé des boues activées comprend une nitrification (figure 2C), les boues activées recirculées doivent d'abord passer par un bassin de dénitrification (passage en anoxie avec agitation) avant de pénétrer dans le laveur où le phosphore est élutrié des boues. Il existe deux schémas de lavage du phosphore: dans le laveur de P à recyclage, les phosphates libérés sont éliminés par recyclage du surnageant au travers du voile de boues (figure 2A); dans l'élutriateur de P (figure 2B), c'est l'effluent primaire qui sert à entraîner les phosphates libérés. L'utilisation d'élutriateurs est préférable, car l'effluent du traitement primaire contient des matières organiques biodégradables solubles qui sont nécessaires à la libération anaérobie des phosphates. Le recyclage du trop-plein du clarificateur par précipitation dans l'élutriateur de P peut constituer une autre source de liquide d'élutriation. Deux circuits partent du laveur de P: la sous-verse, recyclée dans le bassin d'aération, qui contient les boues biologiques pauvres en phosphore; le trop-plein, qui consiste en un liquide renfermant les phosphates lavés (ou élutriés). Les phosphates sont éliminés de ce circuit par précipitation à la chaux sous forme de phosphate de calcium. Ce procédé fonctionne de diverses façons, entre autres:

a) Addition de chaux au trop-plein du laveur dans un réacteur mixte, puis recyclage de tout le contenu du réacteur dans le clarificateur primaire où s'effectuent en même temps la décantation et l'élimination du phosphate de calcium solide et des boues primaires (figure 2A);

b) Addition de chaux au trop-plein du laveur, puis séparation des boues chimiques dans un autre clarificateur (figures 2B et 2C); le surnageant peut être recyclé dans le clarificateur primaire ou servir à l'élutriation dans le laveur de P. Les boues chimiques sont épaissies séparément avant déshydratation séparée ou combinée et rejet avec les boues résiduaires primaires et secondaires.

2.1.3 Comparaison des procédés. - Pour donner une vue d'ensemble de la technologie de l'EBAP, certaines remarques d'ordre général s'imposent au sujet des procédés utilisés commercialement en Amérique du Nord.

a) Les schémas de traitement selon le procédé Bardenpho à trois stades et selon le procédé A^2/O sont fondamentalement identiques.

b) Les procédés Bardenpho et A/O sont des procédés à circuits linéaires où toute la déphosphoration se fait dans les bassins servant à l'épuration des eaux usées. Par contre, le procédé Phostrip (figure 2) est un procédé à circuits latéraux où les opérations décisives pour l'EBAP s'effectuent dans le circuit de la RBA plutôt que dans le circuit de traitement des eaux usées.

c) Les procédés Bardenpho et A/O n'ont besoin d'aucun agent chimique additionnel pour permettre l'EBAP. Dans le procédé Phostrip, le phosphore libéré en conditions anaérobies est précipité par addition d'une substance chimique, d'habitude de la chaux.

d) Dans les procédés Bardenpho et A/O, le phosphore ne peut être éliminé que dans les boues activées résiduaires. Dans le procédé Phostrip, une élimination supplémentaire du phosphore est possible dans un circuit des boues chimiques au phosphate.

e) Comme les procédés Bardenpho et Phostrip sont les premières applications du principe d'EBAP, leur schéma de traitement a fait l'objet de mises au point intéressantes au cours des années. Il semble que ce soit là le résultat d'une meilleure compréhension du mécanisme du procédé - en particulier, la réalisation de l'importance de conditions anaérobies en début de traitement et de la présence de matières organiques solubles directement métabolisables. Les schémas de traitement Bardenpho, et ensuite UCT, montrent une amélioration progressive des précautions visant à empêcher le NO_3^- de pénétrer dans le bassin anaérobie initial. Dans le schéma de traitement Phostrip, le laveur à recyclage est devenu un laveur à élutriation dans lequel l'effluent primaire est introduit. Cette modification a été apportée afin d'assurer la présence de matières organiques solubles directement métabolisables pendant la phase de libération anaérobie du phosphore. Dans le même but, le procédé Bardenpho a subi d'autres modifications (Oldham, 1984; Stensel et coll., 1980), soit

l'introduction du trop-plein de l'épaississeur des boues d'égout septiques dans les eaux d'égout brutes, soit la fermentation (digestion acide) des boues primaires dans le clarificateur primaire.

f) Bien que cela ne soit pas évident dans les schémas de traitement présentés à la figure 1 et que cela n'ait pas fait l'objet d'expériences spéciales, il semble que les stations de type Bardenpho et A/O donnant le meilleur rendement d'EBAP aient des bassins très compartimentés (écoulement par débouchage), surtout dans les sections anaérobies et celles d'anoxie. Cette compartimentation entraîne l'exposition des microorganismes à des teneurs initiales en substrat plus élevées; elle peut aussi apporter davantage de flexibilité au fonctionnement (p. ex. la variation du volume des bassins où le traitement se fait en conditions anaérobies, en anoxie et en conditions aérobies). Il se peut aussi que la compartimentation des bassins de traitement anaérobie et ceux en anoxie permettent de mieux isoler ces procédés et aussi d'en augmenter réellement la vitesse.

2.1.4 Critères de conception

Bardenpho. - Les procédés Bardenpho à trois et à cinq stades incluent les traitements nécessaires à la nitrification, à la dénitrification et à l'EBAP. La conception peut se faire selon deux approches mises au point toutes deux à l'aide de modèles biocinétiques semi-empiriques (Ekama et coll., 1984; Barnard et coll., 1984). L'approche d'Ekama et de ses collaborateurs est résumée ci-dessous.

a) Déterminer les caractéristiques des eaux d'entrée, entre autres la portion de DCO soluble directement biodégradable, l'azote Kjeldahl total (AKT) et la teneur en phosphore total.

b) Choisir la plage pratique d'âge des boues, les températures minimales et maximales de fonctionnement.

c) Calculer la fraction massique f_{xm} maximale en l'absence d'aération (en conditions anaérobies et en anoxie) de façon à permettre la nitrification sur toute la plage des températures de fonctionnement prévues.

d) Il est possible d'évaluer la capacité de nitrification après avoir tenu compte des besoins d'azote pour la synthèse des boues.

e) Choisir la fraction massique anaérobie f_{xa} en même temps que le taux de recyclage interne (typiquement 2:1 à 4:1).

f) Il est possible de calculer la capacité de dénitrification existante d'après l'importance de la fraction massique en anoxie f_{xdm} ($f_{xdm} = f_{xm} - f_{xa}$ dans la plage prévue des températures de fonctionnement).

g) Selon une méthode d'optimalisation, il est encore possible de séparer la fraction massique résiduelle en anoxie, f_{xdm}, en une fraction primaire et en une fraction secondaire (dans le cas du procédé Bardenpho à cinq stades).

h) Il est possible de calculer la teneur en nitrates de l'effluent d'après l'agencement déjà déterminé des zones d'anoxie et les taux de recyclage.

i) La tendance à une meilleure élimination du phosphore est déterminée par la portion de DCO soluble directement métabolisable dans la zone anaérobie et le temps de séjour des eaux dans cette zone.

j) Le calcul de la teneur en phosphates des effluents se fait en soustrayant la quantité de phosphore nécessaire à la synthèse des nouvelles boues de la teneur en phosphore total des eaux usées brutes et en additionnant à cette différence la quantité de phosphore stocké dans la cellule.

k) Le processus de conception peut être répété pour diverses valeurs de fraction massique anaérobie f_{xa} et d'âge des boues.

Il est à noter que la présente méthode prévoit la teneur en orthophosphates et non en phosphore total de l'effluent.

Selon l'approche de Barnard et de ses collaborateurs, on calcule l'âge minimal des boues permettant la nitrification uniquement par la fraction des solides aérés. Les dimensions des zones d'anoxie sont ensuite évaluées, d'après les taux de dénitrification propres aux liquides mixtes et aux eaux d'égout dans la première zone et à la respiration endogène du liquide mixte dans la seconde zone. Entre la zone aérobie et la première zone d'anoxie, le taux de recyclage type du liquide mixte est de 4:1. Les dimensions de la zone anaérobie sont fonction du débit de RBA et de la vitesse de libération des phosphates mesurée.

Les deux modes de conception donnent des temps de séjour dans le bassin compris dans la plage indiquée au tableau 1. Ce tableau donne aussi les temps de séjour dans le bassin des deux stations Bardenpho en vraie grandeur fonctionnant en Amérique du Nord.

Selon les rapports, le procédé avec nitrification est limité par les proportions DCO/AKT des eaux usées soumises à un traitement biologique. Cette limitation vient de la nécessité d'avoir suffisamment de matières organiques solubles directement métabolisables, aussi bien pour stimuler l'hydrolyse anaérobie des polyphosphates que pour assurer la dénitrification. Des auteurs ont proposé des proportions limitantes de DCO/AKT $\geq$12/1 (Marais et Ekama, 1982). Les données recueillies récemment à Kelowna en C.-B. (Barnard et coll., 1984; Oldham, 1984) semblent remettre en question cette valeur. Oldham reconnaît cependant que le traitement effectué à Kelowna avec des proportions totales de

Tableau 1
Temps de séjour en bassin dans le procédé Bardenpho à cinq stades

Bassin	Temps de rétention hydraulique (h)		
	Plage type	Palmetto (Fl.)	Kelowna (C.-B.)*
Anaérobie	1 - 2	1	2,9
Première zone d'anoxie	2 - 4	2,7	2,9
Première zone aérobie	3 - 8	4,7	8,6
Seconde zone d'anoxie	2 - 4	2,2	3,8
Seconde zone aérobie	0,5 - 1	1,0	1,9
TOTAL	8,5 - 19	11,6	20,1

* Les temps de séjour varient en fonction du volume du bassin choisi pour chaque type d'environnement.

DCO/AKT aussi faibles que 8-9:1 n'est possible que grâce au recyclage dans la zone de réaction anaérobie du trop-plein du décanteur-épaississeur de boues primaires par gravité, qui contient des acides gras volatils directement métabolisables.

UCT. - La méthode utilisée pour concevoir le procédé UCT est semblable à l'approche biocinétique semi-empirique utilisée pour le procédé Bardenpho. On a signalé (Ikama et coll., 1984) que l'EBAP est possible avec le procédé UCT pour des proportions DCO/AKT aussi faibles que 7,5, alors que pour le procédé Bardenpho la proportion minimale serait de 12. Comme il n'existe qu'un seul exemple d'application en vraie grandeur du procédé UCT (Paepcke, 1985), il est impossible de confirmer en vraie grandeur les données nominales et la performance.

A/O et A^2/O. - Le tableau 2 donne la plage des critères nominaux du procédé A/O (Hong et coll., 1981). Le choix des valeurs réelles pour des applications particulières se fait à l'intérieur de cette plage, en se servant du modèle biocinétique semi-empirique mis au point par la société Air Products and Chemicals Inc. (Hong et coll., 1981).

Le rapport DBO_5/P soluble des eaux usées pénétrant dans la portion biologique du procédé A/O doit être $\geq 10/1$. Il est recommandé de diviser les bassins anaérobie et aérobie en stades ou compartiments, le bassin anaérobie comportant au moins trois stades et le bassin aérobie, au moins quatre. Dans le cas du procédé A^2/O, un bassin d'anoxie à trois stades est ajouté en aval du bassin anaérobie. En général, pour que la dénitrification s'effectue, il suffit qu'il y ait recyclage du liquide mixte du bassin aérobie dans le bassin

d'anoxie en proportions identiques (100 p. 100) au débit des eaux usées. Pour que la nitrification et la dénitrification soient efficaces et presque complètes, le rapport DCO/AKT des eaux usées brutes du système A^2/O doit être >12. Les liquides doivent être mélangés aussi bien dans le bassin anaérobie que dans le bassin d'anoxie. La demande en oxygène du bassin aérobie doit être assurée par aération ou par addition d'oxygène très pur.

Tableau 2
Paramètres nominaux et opérationnels types des procédés A/O et A^2/O

Variable	Unité	Plage
Temps de séjour		
Section anaérobie	h	0,5 - 1,0
Section d'anoxie	h	0,5 - 1,0
Section aérobie		
Non nitrifiante (A/O)	h	1,8 - 2,5
Nitrifiante (A^2/O)	h	3,5 - 6,0
Rapport MN/M-O	kg (DBO_5)/j . kg(MVSLM*)	0,15 - 0,7
DBO_5 soluble/P soluble (eaux usées)		⩾ 10
Matières solides en suspension		
dans le liquide mixte	mg/l	2000 - 4000
Température	°C	5 - 30
Taux de RBA	% du débit d'eaux usées	25 - 75
Taux de recyclage interne		
du liquide mixte	% du débit d'eaux usées	50 - 250
Agencement du bassin		
Type		Système à stades
Nombre de stades		
Anaérobie/anoxie/aérobie		3/3/4

* MVSLM : matières volatiles en suspension dans le liquide mixte.

Phostrip. - La conception du procédé Phostrip nécessite la connaissance des paramètres décrivant trois appareils: le laveur de P, le décanteur par précipitation à la chaux et le clarificateur des boues chaulées. Nous décrivons uniquement la conception du laveur de P, qui est particulier à ce procédé.

Pierano (1977) a mis au point des relations empiriques entre le rendement d'élimination des orthophosphates solubles (E, %) d'une station pilote Phostrip avec laveur de P à recyclage et les divers paramètres suivants du laveur de P:

$$E\ (\%) = 100 - 130^{(1,85\ -P)}$$

où $P = (120\ SL \times D)^{0,5} \times SU$

et SL = charge du laveur en matières en suspension* dans les boues (kg/ML)

D = temps de rétention des matières en suspension dans les boues (h)

SU = rapport débit du surnageant du laveur/débit des eaux usées.

Les critères récents de conception des laveurs de P tiennent compte du fait qu'ils servent d'épaississeurs de boues où le phosphore est libéré des matières en suspension (MES) dans les boues. Miyamoto-Mills et coll. (1983) ont suggéré les valeurs suivantes:

Temps de rétention des matières en suspension	$\geqslant$ 8 à 10 h
Taux d'élutriation	$\geqslant$ 0,3 l/g de MES
Phosphore libéré	$\leqslant$ 0,01 g(P)/g de MES
Taux de charge en matières en suspension	: déterminé par la décantabilité des boues activées recirculées, mais dans la plage propre à la clarification secondaire des boues activées
Taux de recyclage (pour un laveur à recyclage)	: 2 à 3 fois le taux d'alimentation en boues

Ces critères nominaux, mis au point pour une station pilote Phostrip concordent bien avec ceux qui figurent dans la brochure Phostrip de Biospherics Inc. (Anon., sans date), soit:

Temps de rétention des matières en suspension	8 à 12 h pour un RBA de 50 p. 100
Phosphore libéré	0,005 à 0,2 g(P)/g (MVS**)
Profondeur du laveur	environ 6,0 m
Épaisseur du voile de boues dans le laveur	environ 4,8 m

2.1.5 Données relatives à la performance des procédés. - Plusieurs revues détaillées portent sur la performance de l'EBAP en station pilote et dans des installations en vraie grandeur (Paepcke, 1983; Irvine et coll., 1981; Walsh et coll., 1983; Lamb, 1984; Paepcke, 1985). Les renseignements présentés ici sont des résumés, avec mise à jour grâce aux données recueillies depuis la publication de ces revues.

---

* Les termes *matières en suspension*, *solides en suspension* et *matières solides en suspension* sont interchangeables. (*N.D.É.*)

** Matières volatiles en suspension.

Paepcke (1985) a examiné les données de fonctionnement accessibles en 1981 pour onze stations d'épuration d'Afrique du Sud où, selon les rapports, se faisait l'EBAP. D'après ses conclusions, l'élimination du phosphore ne laissait toujours une teneur en orthophosphates de seulement 1 mg/l que dans une seule de ces onze stations. Aux autres stations, l'EBAP était très variable. Il indiqua qu'on avait identifié les déficiences du procédé empêchant une élimination biologique très poussée du phosphore et que des mesures correctives étaient mises en place. Ce genre d'accident de parcours est à prévoir lorsqu'une technique est au stade de la mise au point.

Les travaux récents de développement réalisés en Afrique du Sud ont permis de stabiliser l'EBAP par l'utilisation des produits de fermentation obtenus au cours de la digestion acide des boues primaires. En outre, afin de s'assurer que la teneur cible en orthophosphates, soit 1 mg/l, sera atteinte dans les stations d'épuration d'Afrique du Sud, on est en train de mettre en place des doseurs de réactif de façon à réduire le phosphore résiduel de l'EBAP (Barnard, 1985). Cette approche correspond à la stratégie visant à éliminer la plus grande partie du phosphore de façon biologique et à ajuster chimiquement la teneur à la sortie. Il est important de faire la différence entre les limites fixées en Afrique du Sud relativement au phosphore dans les rejets, exprimées en orthophosphates, et celles qui sont en vigueur en Amérique du Nord, exprimées en phosphore total.

Les tableaux 3, 4 et 5 résument les performances des stations Phostrip, Bardenpho et A/O d'après les données de Walsh et coll. (1983), Lamb (1984) et des renseignements obtenus récemment par téléphone. Le tableau 6 décrit les stations d'Amérique du Nord où se fait l'EBAP en vraie grandeur.

À la suite de leur enquête de 1982, Walsh et coll. (1983) ont évalué la teneur moyenne prévue en phosphore total des rejets des stations d'EBAP (tableau 7). D'après les résultats de cette enquête, la station de Kelowna (C.-B.) était la seule station d'EBAP qui respectait les limites s'appliquant aux rejets sans addition de substance chimique, dépassant celle prévue au moment de la conception. Lamb (1984) a laissé entendre que vers le milieu de 1984 les stations d'Adrian (MI) et de Lansdale (PA) feraient aussi partie de cette catégorie.

Lamb (1984) concluait que les procédés d'EBAP réussissaient souvent une élimination excellente du phosphore des eaux usées domestiques (teneur en phosphore obtenue variant entre 0,5 et 1,0 mg/l), mais que l'état des connaissances nécessaires à leur conception et à leur mise en oeuvre n'assurait pas toujours des teneurs inférieures à 1 mg/l.

Depuis les revues de Walsh et coll. (1983) et Lamb (1984), des données détaillées du fonctionnement des deux stations d'EBAP en grandeur vraie sont accessibles. Ces stations

Tableau 3
Résumé des performances du procédé Phostrip (Amérique du Nord)

Endroit	Débit nominal (Ml/j)	Débit d'EBAP déc. 84 (Ml/j)	Début de l'EBAP	P total dans l'effluent de l'EBAP (mg/l)			Remarques
				Norme	Moyenne	Plage type	
Seneca Falls, NY	6,7	0	1973	1,0	0,55	0,2 - 1,0	- Essai de 2 mois - Fermeture en 1973
Carpentersville, IL	19	0	1979				- Abandon en 1980; aucune norme ne limite le rejet de phosphates.
Lititz, PA	13	0	Mai 1982				- Débit faible, ce qui rend l'EBAP impraticable - Élimination chimique des phosphates
Southtowns, NY	61	0	1983	1,0	1,2	ND	- Aucune activité - Incapacité de libérer le P dans le laveur; eaux brutes à faible teneur en P
Texas City, TX	30	0	1983	2,0	ND	ND	- Aucune activité - Incapacité à limiter l'épaisseur du voile dans le laveur
Amherst, NY	91	0	1981	1,0		0,7 - 1,7	- Fermeture en mars 1983 - L'addition de fer ferrique ou ferreux est plus économique pour les 3 à 4 mg de P/l que contiennent les eaux brutes.
Lansdale, PA	9,5	5,7	Avril 1981	0,2 (Soluble)	0,7	0,5 - 1,0	- Expérience avec de l'alun, puis retour au procédé Phostrip
Adrian, MI	21	19	Juin 1981	1,0		0,1 - 1,0	- La teneur des eaux brutes en P est d'environ 11 mg/l.
Little Patuxent, MD Howard Co.	57	32	1981	0,3	2,0	1,0 - 2,0 (Avant l'addition d'alun)	- Norme respectée grâce à une combinaison du Phostrip et de l'addition d'alun ou d'aluminate de sodium - Procédé délicat
Reno Sparks, NV	114	87	Nov. 1981	0,7		0,5 - 6,0	- Addition d'alun à la surface du clarificateur secondaire à raison de 45 à 60 mg/l - Compétition entre l'alun et le Phostrip pour éliminer le P, d'où perturbation de la libération de P dans le laveur
Tahoe Truckee, CA	21	21	Fév. 1984	0,8 (Moy. mens.) 1,5 (Moy. jour.)	1,35 (0,52)* 3,65 (0,91)*	0,3 - 3,0 (0,31 - 0,67)* 0,8 - 8,4 (0,66 - 1,1)*	- Sensibilité aux fortes charges et aux fluctuations de débit. L'addition d'alun dans le clarificateur primaire aide à combattre cela.
Rochester, MN	73	73	Juillet 1984	1,0	0,88	0,2 - 2,8	- La teneur élevée en MES des eaux brutes rend nécessaire l'addition d'alun au clarificateur secondaire pour satisfaire à la norme qui fixe à < 1 mg/l la teneur limite en P du rejet.

* L'effluent du procédé Phostrip est mêlé au surnageant chaulé du laveur, puis il est réduit en poudre et filtré sur clinoptilolite. Les teneurs après filtration sont indiquées entre parenthèses.
Ml: million de litres.

Tableau 4
Résumé des performances du procédé Bardenpho (Amérique du Nord)

Endroit	Débit nominal (Ml/j)	Débit d'EBAP déc. 84 (Ml/j)	Début de l'EBAP (date)	P total dans l'effluent de l'EBAP (mg/l)			Remarques
				Norme	Moyenne	Plage type	
Palmetto, FL	5,3	4,6	Oct. 1979	1,0	2,9	2 - 4	- Addition d'alun nécessaire pour satisfaire à la norme relative au P
Kelowna	22,8	11,4	Juin 1982	2,0	0,75	Teneur de C.-B.94 % des échantillons < 2 mg/l et de 60 % < 1 mg/l	- L'EBAP nécessite l'addition du trop-plein de l'épaississeur des boues primaires. Le procédé est plus efficace en été qu'en hiver.

Tableau 5
Résumé des performances du procédé A/O (Amérique du Nord)

Endroit	Débit nominal (Ml/j)	Débit d'EBAP déc. 84 (Ml/j)	Début de l'EBAP (date)	P total dans l'effluent de l'EBAP (mg/l)		Remarques
				Norme	Plage type	
Largo, FL	57	30 - 34	1 module en 1981 3 modules en nov. 1983	1,0	2 - 3	- La filtration de l'effluent ne réduit pas le P total de façon notable. La teneur limite en P n'est pas respectée.
Pontiac MI	5,3 - 7,6	4,9	Mars 1984	1,0	0,2 - 1,0	- Projet de démonstration en parallèle avec un traitement par boues activées à l'air.
Stations pilotes						
Patapsco, MD	18 l/mn			2,0	0,3 - 3,0	
Fayetteville, A/K						- Phase de mise en marche et étapes préliminaires

Tableau 6
Schémas de traitement utilisés dans les stations d'EBAP en Amérique du Nord

Endroit	Méthode d'EBAP	Équilibration du débit	Procédés de traitement du liquide	Procédés de traitement des boues
Landsdale, PA	Phostrip	Oui	Boues act. + lavage du P Nitrification en pellicule fixe Cl_2 Aération complémentaire	- Stabilisation à la chaux, épaississage par décantation, épandage sur le sol
Adrian, MI	Phostrip	Oui	Sédimentation primaire Boues activées + lavage du P Nitrification des boues act. Filtration Cl_2	
Little Patuxent, MD	Phostrip	Oui	Sédimentation primaire Boues act. + lavage du P Nitrification des boues act. Filtration Cl_2 Élimination du Cl_2 Réaération	
Reno Sparks, NV	Phostrip	Non	Sédimentation primaire Boues act. + lavage du P Réaération Cl_2 Élimination du Cl_2	- Sédimentation simultanée des boues à la chaux du procédé Phostrip dans le décanteur primaire - Digestion anaérobie, lagunage des boues digérées
Tahoe Truckee, CA	Phostrip	Non	Sédimentation primaire Boues act. (O_2) + lavage du P Clinoptilolite Filtration	- Décantation séparée des boues à la chaux du procédé Phostrip, digestion anaérobie avec les boues biologiques - Filtre-presse, plus chaux, pour les boues digérées
Rochester, MN	Phostrip	Non	Sédimentation primaire Boues act. (O_2) + lavage du P Nitrification des boues act. (O_2) Cl_2 saisonnier	- Décantation séparée des boues à la chaux du procédé Phostrip et épandage sur le sol - Digestion anaérobie des autres boues, centrifugation et transport
Palmetto, FL	Bardenpho	Non	Sédimentation primaire (modifiée, avec fermentation) Boues act. + Bardenpho	- Séchage sur lits et rejet sur le sol
Kelowna, C.-B.	Bardenpho	Oui	Sédimentation primaire Boues act. + Bardenpho Filtration Cl_2	- Épaississage des boues primaires par décantation - Épaississage des boues activées résiduaires par flottation à l'air dissous - Transport et rejet sur le sol
Largo, FL	A/O	Non	Sédimentation primaire Boues act. + A/O	- Digestion aérobie, épaississage par décantation - Filtration sur filtre-presse à courroie - Séchage et compression en boulettes
Pontiac, MI	A/O	Non	Sédimentation primaire Boues act. + A/O	- La démonstration comprend la digestion anaérobie et le recyclage du surnageant

Tableau 7
Évaluation* du phosphore total présent dans l'effluent des procédés d'EBAP

Procédé	Phosphore total dans l'effluent (mg/l)	
	Sans filtration	Avec filtration
A/O sans nitrification	< 2,0	< 1,0
avec nitrification	<2,0	< 1,5
avec nitrification et dénitrification	< 3,0	< 1,5
Bardenpho	< 1,0	< 1,0
Phostrip	< 1,5	< 1,0

* D'après les conclusions de Walsh et coll. (1983).

- celle de la Tahoe Truckee Sanitation Agency (TTSA) (CA) et celle de Rochester (MN) - fonctionnent selon le procédé Phostrip. Les appareils utilisés sont indiqués au tableau 6 et leurs performances, au tableau 3. Comme il s'agit des toutes dernières applications de la technique Phostrip, elles sont présentées et examinées plus en détail ci-dessous.

La station de la TTSA, qui a été convertie au procédé Phostrip, est une ancienne station d'épuration par boues activées à l'oxygène, avec précipitation par de fortes concentrations de chaux, carbonatation à nouveau et sorption sur clinoptilolite pour éliminer l'azote. La déphosphoration par de fortes teneurs en chaux a été remplacée par incorporation du traitement Phostrip à recirculation des boues activées à l'oxygène. Le trop-plein du laveur est précipité à la chaux dans l'un des bassins servant à l'origine à la décantation par précipitation à la chaux; il est ensuite mélangé à l'effluent secondaire avant d'être déversé dans un bassin d'équilibre, puis d'être sorbé par clinoptilolite. Le tableau 8 donne la moyenne mensuelle et la valeur maximale quotidienne des teneurs en phosphore total pour la période février-décembre 1984. Au cours de cette période, la station fut mise en marche et l'on procéda à des expériences dont bon nombre visaient à trouver des moyens d'amoindrir les effets des fluctuations de débit et de charge sur le traitement Phostrip. Ces expériences consistaient, entre autres, à déverser les boues brutes dans le système secondaire ou à éliminer les clarificateurs primaires du circuit (pour empêcher la dilution des eaux d'égout); à équilibrer le débit grâce à un bassin de rétention d'urgence (pour empêcher la fluctuation du débit); à ajouter de l'alun au clarificateur primaire pour réduire la teneur en phosphore d'environ 1-2 mg/l (pour empêcher la fluctuation de la charge).

Après filtration (sorption sur clinoptilolite), les limites relatives au phosphore dans les effluents (moyenne sur 30 jours: 0,8 mg/l; maximum journalier: 1,5 mg/l) étaient respectées (moyenne sur 30 jours: 0,31 - 0,67 mg/l; maximum journalier: 0,66 - 1,1 mg/l). Par contre, s'il n'était pas filtré et mélangé au surnageant du laveur précipité à la chaux et décanté, l'effluent ne respectait pas toujours les limites (p. ex. moyenne sur 30 jours: 0,3 - 3,0 mg/l; maximum journalier: 0,8 - 8,4 mg/l).

Tableau 8
Moyennes sur 30 jours et maxima journaliers des teneurs en phosphore total à la station Phostrip de la Tahoe Truckee Sanitation Agency

	Phosphore total (mg/l)						
	Eaux d'entrée		Effluent secondaire		Effluent filtré		Temp. mens. moy. de l'effluent (°C)
1984	Moy. sur 30 j	Max. jour.	Moy. sur 30 j	Max. jour.	Moy. sur 30 j	Max. jour.	
Février	7,0	10,6	1,2	2,2	0,57	1,0	7
Mars	10,3	11,5	1,9	2,8	0,64	1,1	8
Avril	5,6	7,2	0,82	1,9	0,48	0,72	8
Mai	5,8	9,0	0,30	0,78	0,31	0,66	10
Juin	6,9	8,8	1,4	4,9	0,47	0,73	13
Juillet	8,3	9,1	3,0	8,4	0,67	0,98	17
Août	9,1	10,4	1,2	3,6	0,63	1,0	18
Septembre	7,7	9,9	1,8	5,3	0,60	0,91	17
Octobre	7,0	9,2	1,5	3,2	0,67	1,1	14
Novembre	6,4	9,3	1,2	5,6	0,34	0,88	11
Décembre	7,1	10,4	0,53	1,5	0,34	0,93	8

Rochester (MN) possède une station d'épuration à deux stades par des boues activées à l'oxygène, conçue pour éliminer la DBO carbonacée au premier stade et permettre la nitrification au deuxième stade. Le procédé Phostrip est intégré au premier stade depuis juillet 1984. Les données recueillies de juillet à décembre 1984 figurent au tableau 9. Il était nécessaire d'ajouter entre 2725 et 5450 l d'alun chaque jour dans les clarificateurs terminaux pour que les normes de rejet de phosphore et de matières en suspension (MES)

soient respectées (Skodje, 1985). On ne sait pas si cela était dû au recyclage du concentré dans la station ou à l'âge avancé des boues, ou encore à un manque d'expérience en ce qui concerne le procédé.

En plus des stations Phostrip en vraie grandeur de la TTSA et de Rochester, une station modèle d'EBAP est entrée en activité depuis que Walsh et ses collaborateurs (1983) et Lamb (1984) ont écrit leurs articles. Elle sert à démontrer le procédé A/O à Pontiac (MI). La moitié de la station d'épuration de l'endroit, d'une capacité de traitement de 14,6 millions de l/j (Ml/j), a été convertie au procédé A/O et fonctionne en parallèle avec le traitement original par boues activées à l'air. Le projet tend à étudier le rendement d'élimination du phosphore par le procédé A/O à basse température, en conditions nitrifiantes et non nitrifiantes, de façon à évaluer les répercussions du recyclage du surnageant du digesteur anaérobie sur le rendement. Aucune donnée détaillée ne sera divulguée avant le parachèvement de l'étude en mai 1985. Un communiqué de presse émis en octobre 1984 par Air Products and Chemicals Inc. présente les renseignements partiels du tableau 10.

Une étude en station pilote du procédé A/O a été entreprise en décembre 1984 à Fayetteville (AK). Pendant la durée très limitée de fonctionnement, la station pilote a produit un rejet ayant une teneur moyenne en phosphore total de 0,3 mg/l à partir d'eaux usées brutes qui en contenaient 1,9 mg/l.

Tableau 9
Moyennes sur 30 jours et maxima journaliers des teneurs en phosphore total et en MES du rejet de la station Phostrip de Rochester

	Teneur en phosphore total du rejet (mg/l)		Teneur en matières en suspension du rejet (mg/l)	
1984	Moy. sur 30 j	Max. jour.	Moy. sur 30 j	Max. jour.
Juillet	0,7	1,1	15	38
Août	0,8	1,1	21	46
Septembre	0,9	1,4	18	34
Octobre	1,0	1,4	19	36
Novembre	1,0	2,8	14	33
Décembre	0,9	1,9	18	36

2.1.6 Données relatives aux boues produites. - Rien ne laisse supposer, d'après les observations faites sur place, que les procédés d'EBAP produisent davantage de boues activées, pour un même taux de croissance, que les systèmes de traitement par boues activées éliminant des quantités "normales" de phosphore. En fait, selon Air Products and Chemicals Inc., le procédé A/O produirait moins de boues activées que les systèmes classiques. Cette affirmation s'appuie sur le fait que la station pilote de Patapsco (Deakyne et coll., 1984) produisait des boues à raison de 0,6 - 0,7 kg (TMES)/kg de DBO_5 éliminée, alors que la quantité nominale prévue pour un système classique de traitement par boues activées est de 0,83 kg(TMES)/kg de DBO_5 éliminée. Toutefois, une production de boues de l'ordre de 0,6 - 0,7 kg(TMES)/kg de DBO_5 éliminée est bel et bien dans la plage type des quantités résultant de l'épuration classique d'eaux usées domestiques par des boues activées.

Le procédé Phostrip produit un peu plus de boues que les procédés A/O et Bardenpho, car la précipitation du surnageant du laveur à la chaux produit une boue chimique. Par exemple, à la station de la TTSA, les boues chaulées produisent des matières solides à raison, à elles seules, de 126 kg/1000 m^3 d'eaux usées pour une teneur en phosphore total du rejet de 0,6 mg/l. Ces quantités viennent s'ajouter aux matières solides sèches produites par les boues primaires et les boues biologiques.

Tableau 10
Résumé des performances du procédé A/O à la station de Pontiac (MI)

Période	Température (°C)	Variation journalière du débit	Paramètre	Eaux brutes (mg/l)	Eaux épurées (mg/l)	
					A/O	Classique
Mai à sept. 1984	12 -23	Oui	DBO_T	118	8	7
			TMES*	61	7	8
			PT	3,4	0,4	1,5
			NH_3-N	15,5	1,0	1,0

* Total des matières en suspension.

2.1.7 Sensibilité des procédés et efficacité à basse température. - L'expérience et l'examen des données semblent indiquer que l'EBAP s'effectue mieux à basse température (p. ex. à 5 °C) qu'à température élevée. Sell et coll. (1981) ont réalisé des essais à l'échelle du laboratoire en traitant des lots d'un résidu synthétique (DBO_5 = 75 mg/l;

PT = 5 mg/l) par le procédé A/O, en conditions où la nitrification était empêchée et la température variait de 5 à 15 °C. L'EBAP n'était pas compromise à la température la plus basse, dans la mesure où le rapport MN/M-O ne dépassait pas 0,25 kg(DBO_5)/kg(MVS*) . j; en fait, les taux d'élimination du phosphore (kg(P)/kg(MVS) . h) étaient plus élevés à 5 °C qu'à 15 °C. Sell et coll. ont indiqué que leurs résultats s'expliquent si l'on pose comme hypothèse que les microorganismes accumulant les polyphosphates, c'est-à-dire ceux responsables de l'EBAP, sont psychrophiles.

Le responsable de la station Phostrip de la TTSA signalait un "fonctionnement meilleur" à basse température, bien qu'aucune donnée de fonctionnement ne vienne appuyer cette observation. Il est cependant probable que bien d'autres facteurs que la température ont joué. À la station de la TTSA, la température mensuelle moyenne de l'effluent variait entre 7 et 18 °C.

L'un des principaux objectifs de la démonstration en vraie grandeur en cours à Pontiac (MI) est l'évaluation du rendement du procédé A/O à basse température. Jusque là, il n'existait aucune donnée détaillée sur les effets de la température.

D'après les données obtenues, il est possible de conclure provisoirement que les procédés A/O et Phostrip non nitrifiants peuvent s'accommoder de températures aussi basses que 5 °C sans compromettre l'EBAP. En ce qui a trait aux autres objectifs du traitement biologique, cette conclusion peut s'énoncer ainsi: à basse température, c'est la nitrification plutôt que l'EBAP qui est le processus biologique limitant.

2.1.8 Réactions des procédés à des chocs organiques, toxiques et hydrauliques ainsi qu'à des conditions défavorables. - Le tableau 6 montre que bon nombre de stations d'EBAP en activité pratiquent une certaine équilibration du débit. En outre, les données de fonctionnement du procédé A/O recueillies à la station de Largo (FL), alors qu'un seul des modules fonctionnait selon ce procédé, ont été obtenues pour une alimentation constante en eaux usées. Maintenant que toute la station de Largo a été convertie et que tout le traitement se fait selon le procédé A/O, des fluctuations journalières normales de débit et de charge se font sentir.

Il semble, en général, que les procédés d'EBAP peuvent s'adapter à de faibles variations de charge et de débit. Par exemple, à la station pilote A/O de Patapsco, le débit variait selon deux plages: de 79 à 130 p. 100 de la moyenne et de 104 à 173 p. 100 de la moyenne, soit un rapport débit de pointe: débit moyen de 1,3:1 en conditions sèches et 1,7:1 en conditions humides. Les résultats (tableau 11) montrent que la teneur mensuelle moyenne en phosphore total des effluents étaient de 1,4 mg/l pour les débits plus faibles et de 2,2 mg/l pour les débits plus forts.

Tableau 11
Efficacité de la station pilote A/O de Patapsco pour divers débits d'eaux brutes

Plage de débit (% de la moyenne)	Teneur en P de l'effluent (mg/l)		
	Moyenne mensuelle		Maximum hebdomadaire du total
	Soluble	Total	
79-130	0,64	1,4	1,6
104-173	1,65	2,2	3,0

Les difficultés signalées se sont produites dans le cas de fluctuations exceptionnelles et soudaines de débit et de charge. Par exemple, à la TTSA, la teneur et le débit des eaux usées ont tendance à varier fortement, avec l'afflux de skieurs en fin de semaine pendant l'hiver et les infiltrations au printemps. À ces conditions, correspondent de fortes teneurs en phosphore des effluents. Les améliorations apportées comprennent:

1) La régularisation du débit grâce à un bassin de rétention d'urgence (fluctuation de débit);
2) La distribution des boues brutes dans le système secondaire ou l'élimination du clarificateur primaire du circuit d'alimentation en eaux usées brutes (faibles charges);
3) L'addition d'alun au clarificateur primaire de façon à limiter la teneur en P à 1 - 2 mg/l (faibles charges).

La mise en marche semble plus lente dans le cas de l'EBAP que dans le cas du traitement secondaire. À la station pilote A/O de Patapsco, il a fallu environ deux mois avant de réussir l'EBAP, alors que la mise en marche des stations d'épuration secondaire prend de 10 à 14 jours (parfois davantage, si le traitement inclut la nitrification) avant qu'il y ait élimination de la DBO. À Patapsco, l'ensemencement avec des boues venant d'une station de type A/O procédant efficacement à l'EBAP n'a pas accéléré le processus de mise en marche. Par contre, une fois que l'EBAP est réussie, il semble que le redémarrage soit assez facile après une fermeture. Par exemple, à la station A/O de Largo, il fut possible de réduire la teneur en phosphore total du rejet à moins de 1 mg/l après une fermeture d'une durée de 14 jours pendant laquelle les boues furent agitées mais non aérées.

Comme le confirment les observations faites à Patapsco, il semble n'y avoir aucune raison de supposer qu'il y ait une différence quelconque entre le rétablissement de l'EBAP et la reprise de l'élimination de la DBO après un bouchon toxique. À deux occasions, des rejets toxiques inhibèrent l'EBAP, mais les deux fois le procédé A/O récupéra son rendement préalable de déphosphoration en moins de 24 heures.

Il est raisonnable de supposer que les stations d'EBAP procédant aussi à la nitrification (et par conséquent à la dénitrification) sont plus sensibles aux variations de débit et de charge que les autres stations. Dans les stations où se fait la nitrification, des proportions de DBO et d'azote permettant une dénitrification suffisante devraient toujours être présentes.

2.1.9 Problèmes de fonctionnement. - Les problèmes de fonctionnement peuvent se diviser en deux groupes: ceux qui sont dus à l'équipement mécanique et à sa conception et ceux qui sont inhérents à la capacité du procédé. Ces problèmes sont reliés de bien des façons, car la capacité du procédé de s'adapter à différentes conditions est fonction de la souplesse de sa conception.

Le fonctionnement des premières stations de type Phostrip était perturbé par de multiples difficultés mécaniques, surtout en ce qui concerne le dosage de la chaux. Les remarques des exploitants soulignaient aussi la nécessité de plus de souplesse. Par exemple, il était essentiel selon eux que le circuit comporte plus d'un laveur de P.

Il semble que l'élément clé de la conception du procédé Bardenpho avec nitrification/dénitrification soit sa souplesse, ainsi que les instruments permettant la régularisation. La capacité d'interchanger le volume des bassins réservés aux conditions aérobies et anaérobies ainsi qu'aux conditions d'anoxie est appréciable. La capacité de doser l'oxygène dissous dans les bassins aérés et le pouvoir d'oxydo-réduction dans les bassins anaérobies et ceux en conditions d'anoxie et la possibilité de se servir de ces dosages pour décider de l'aération et du mélange nécessaires sont également importantes.

Il est reconnu que les variations du débit et de la charge sont à l'origine de problèmes, surtout dans les stations d'EBAP avec nitrification, lorsque les rapports DBO/N et DBO/P varient beaucoup à court terme. Dans bien des stations d'EBAP en vraie grandeur, on résout ces problèmes par la régularisation du débit. Dans certains cas, il est nécessaire d'ajouter un supplément chimique.

Pour une libération efficace du phosphore, il faut maintenir des conditions anaérobies dans le bassin de contact initial; la présence d'oxygène dissous et de nitrate dans le bassin anaérobie peut être à l'origine des performances moins qu'optimales de bien des installations d'EBAP. La présence d'OD ou de nitrates réduit la DCO directement

métabolisable par les microorganismes responsables de la libération du phosphore. L'élimination de la ré-aération hydraulique des eaux usées brutes et la limitation des nitrates recyclés par dénitrification complète influent de façon décisive sur l'efficacité du procédé.

Les procédés de conditionnement des boues utilisés ont de fortes répercussions sur l'EBAP. Comme des conditions anaérobies favorisent la libération du phosphore des boues qui se sont chargées en cet élément au moment de l'EBAP, la recirculation des boues d'épuration anaérobie réintroduit le phosphore dans le circuit des eaux usées. Voilà pourquoi, dans la plupart des procédés d'EBAP, le surnageant du digesteur anaérobie n'est pas recyclé dans le circuit principal (tableau 6). Avant d'être épurées davantage, les boues activées sont concentrées par flottation à l'air dissous (FAD), un procédé aérobie. Les boues de digestion anaérobie subissent un traitement qui consiste soit à s'en débarrasser, soit à les concentrer par un traitement à pH élevé (p. ex. l'addition de chaux et la filtration par pressage) de sorte que le phosphore libéré dans les liquides de digestion des boues est précipité lorsque celles-ci sont concentrées.

Lorsque le surnageant du digesteur est recyclé, comme c'est le cas dans les stations canadiennes types où le phosphore est éliminé par addition de substances chimiques dans le circuit d'épuration primaire/secondaire, le procédé devra subir une ou deux modifications pour que l'EBAP soit efficace:

1) Interrompre le recyclage du surnageant; faire fonctionner le digesteur comme un digesteur mixte; se débarrasser du contenu du digesteur mixte à l'extérieur du site ou le traiter en concentrant les boues par un traitement à pH élevé, ou par addition de fer ou d'aluminium pour précipiter le phosphore présent dans les solides des boues;
2) Continuer le recyclage du surnageant, mais en le traitant avec une substance chimique pour précipiter le phosphore en se servant du doseur de fer ou d'aluminium.

2.1.10 Faisabilité technique des procédés d'EBAP. - D'après les résultats obtenus récemment dans les stations d'EBAP en vraie grandeur, il est permis de conclure que les capacités de traitement déterminées par Walsh et coll. (1983) et par Lamb (1984) sont, en général, précises. Par le seul procédé d'EBAP, il est possible d'atteindre une teneur en phosphore total de 1,0 à 2,0 mg/l en interrompant le recyclage du surnageant du digesteur anaérobie ou en traitant chimiquement le surnageant du digesteur, afin d'en éliminer le phosphore libéré, avant de le recycler dans le circuit de traitement biologique.

Pour atteindre une teneur en phosphore total de 1,0 mg/l uniquement par élimination biologique (A/O, Bardenpho, UCT), il faut filtrer l'effluent afin de réduire la quantité de phosphore particulaire produit par les solides biologiques de l'effluent décanté, qui sont

riches en cet élément. Il se pourrait aussi qu'il soit nécessaire d'ajouter des précipitants chimiques en plus de procéder à l'EBAP afin de réduire la teneur résiduelle en orthophosphates solubles à une valeur inférieure à celle permise d'ordinaire par l'EBAP seule. Dans le cas du procédé Phostrip, le fonctionnement en vraie grandeur montre qu'il est possible d'atteindre une teneur limite en phosphore total de 1,0 mg/l sans filtrer l'effluent ni compléter le traitement biologique par l'addition d'un supplément chimique.

Pour atteindre une teneur limite en phosphore total de 0,3 mg/l, il serait nécessaire pour tous les procédés d'EBAP (A/O, Bardenpho, UCT et Phostrip) de filtrer l'effluent terminal. En outre, la réduction de la teneur en orthophosphates solubles à une valeur assez faible (< 0,3 mg/l), nécessiterait de compléter les procédés A/O, Bardenpho et UCT par l'addition d'un agent chimique.

Le tableau 12 indique les agencements nécessaires pour atteindre certaines plages de teneurs limites en phosphore total; celles-ci semblent quelque peu inférieures à celles énoncées par Walsh et coll. (1983) et par Lamb (1984); il n'en reste pas moins qu'elles sont censées être respectées intégralement. Les procédés d'EBAP peuvent permettre d'atteindre des teneurs en phosphore total inférieures aux valeurs indiquées si les éléments suivants, en autres, sont inclus dans la conception de la station:

1) Régularisation du débit et de la charge soumise à l'EBAP;
2) Non-recyclage des liquides ayant de fortes teneurs en phosphates (solubles et/ou particulaires);
3) Compartimentation des bassins d'EBAP;
4) Souplesse d'utilisation des bassins d'EBAP quand au volume des compartiments en conditions anaérobies et aérobies et en conditions d'anoxie;
5) Capacité d'assurer que les eaux d'entrée, c'est-à-dire les eaux à traiter par EBAP, contiennent une source de carbone soluble directement métabolisable;
6) Maintien d'un environnement exempt d'oxygène et de nitrates dans le bassin anaérobie en dénitrifiant les liquides qui y sont recyclés et en empêchant l'aération des eaux d'entrée.

Ces éléments tiennent compte des résultats des recherches récentes qui font ressortir l'importance de conditions "anaérobies" dans le bassin anaérobie et le besoin d'une source de carbone directement métabolisable pour assurer la libération du phosphore. En outre, ils respectent l'expérience, acquise sur le terrain, à savoir que de fortes fluctuations de charge et de débit peuvent entraîner, dans une station où l'environnement et l'agencement du bassin sont peu souples, des teneurs de l'effluent momentanément plus élevées en phosphore.

Tableau 12
Procédés nécessaires au respect des limites en phosphore total de l'effluent de l'EBAP

Teneur en P total de l'effluent (mg/l)	Agencement de traitement			
	Bardenpho	UCT	A/O	Phostrip
1,0 - 2,0	EBAP	EBAP	EBAP	EBAP
1,0	EBAP et filtration et EBAP et supplément chimique	EBAP et filtration ou EBAP et supplément chimique	EBAP et filtration ou EBAP et supplément chimique	EBAP
0,3	EBAP et filtration et supplément chimique	EBAP et filtration et supplément chimique	EBAP et filtration et supplément chimique	EBAP et filtration

En plus d'être reliée à ces éléments particuliers, l'obtention de teneurs basses en phosphore total est aussi reliée, semble-t-il, à la teneur en phosphore des eaux usées brutes. Lorsque celle-ci est basse, par exemple dans les zones où existent des normes concernant la teneur en phosphore des détergents, les procédés d'EBAP ont plus de facilité à respecter la limite de 1,0 mg/l, voire à faire mieux.

Plusieurs stations modèles d'EBAP comportent un mécanisme de régularisation du débit ou de la charge (tableau 6). Aux autres stations, il semble que les variations de débit et/ou de charge soient plus prononcées et plus soutenues que la normale (p. ex. rapport pointe/moyenne: 1,3 - 1,5) et qu'il soit difficile d'empêcher que les teneurs en phosphore total du rejet dépassent 2 mg/l. Il serait donc souhaitable, en cas de modernisation, de conserver le système d'addition de substances chimiques ainsi qu'une réserve de ces substances, qui pourrait servir à l'occasion lorsque le procédé d'EBAP ne suffit pas à la tâche. Tel est l'usage dans plusieurs des stations d'EBAP en vraie grandeur.

Les procédés d'EBAP, comme tout procédé d'épuration biologique, sont sensibles aux chocs toxiques, sans toutefois, semble-t-il, l'être davantage que le procédé d'élimination de la DBO. Dans les cas signalés, la récupération semble assez rapide (24 - 48 h). La mise en marche de l'EBAP à partir de boues ordinaires est plutôt lente (dans un cas particulier, environ deux mois). Par contre, le redémarrage est passablement rapide lorsque les boues ont servi à l'EBAP peu auparavant, c.-à-d. un ou deux jours.

L'EBAP semble bien fonctionner à des températures variant entre 5 et 25 °C. Certains chercheurs laissent entendre que le procédé est plus efficace à plus basse température. Il est au moins permis de dire que l'EBAP est aussi efficace que l'élimination de la DBO_5 à ces températures.

Les matières en suspension des boues activées seules ou en mélange avec des boues de chaux/phosphate piègent les phosphates; par contre, des conditions d'anoxie et un pH bas provoquent la libération du phosphore de ces solides et leur remise en solution. Ces conditions sont à éviter dans le circuit principal de la station et dans tout circuit secondaire recyclé au circuit principal. Les techniques de conditionnement et de rejet des boues sont critiques et limitées par l'EBAP. Les boues activées doivent être concentrées selon un procédé "aérobie", soit par exemple la flottation à l'air, plutôt que par épaississage gravitaire. Le recyclage du surnageant du digesteur anaérobie est à éliminer à l'aide de digesteurs mixtes ou, dans le cas contraire, à traiter avec un agent chimique (p. ex. de la chaux) pour précipiter le phosphore qui est ensuite éliminé par décantation avant le recyclage. Le conditionnement des boues doit comprendre leur traitement par des substances chimiques (p. ex. la chaux, le $FeCl_3$) pour s'assurer que le phosphore se retrouve dans les boues plutôt que dans le liquide recyclé dans le circuit principal d'épuration. Cela peut se faire, entre autres, par l'emploi de chaux dans le filtre-presse à boues. D'une façon idéale, il est possible d'éliminer tous les circuits de recirculation et de conditionnement des boues en rejetant les boues du digesteur mixte sur le sol à un autre endroit.

Les stations d'EBAP conçues et construites très récemment permettent une plus grande souplesse et un meilleur contrôle; de plus, elles semblent plus efficaces et plus fiables que les anciennes lorsque les conditions sont loin d'être optimales. Il semble important de pouvoir compartimenter les divers bassins et, en toute latitude, interchanger les divers milieux (anaérobie, anoxie, aérobie) qu'ils renferment. Il est recommandé de doser et de limiter l'OD et, possiblement, le potentiel rédox. Il est souhaitable que le traitement se fasse en bassins multiples (p. ex. deux petits laveurs de P plutôt qu'un gros pour le procédé Phostrip).

2.1.11 Résumé. - L'EBAP peut être une composante techniquement réalisable d'un traitement permettant d'atteindre des teneurs du rejet en phosphore total de 0,3 à 2 mg/l. L'EBAP peut se faire avec plus ou moins de facilité selon qu'il est ou non nécessaire de procéder à la nitrification et par conséquent à la dénitrification, selon les teneurs en phosphore et les rapports DBO_5/N et en DBO_5/P des eaux d'entrée, selon les variations de débit et de charge de ces eaux, selon la présence ou l'absence de matières toxiques et selon la nature des méthodes utilisées ou prévues de conditionnement des boues.

Au moment de convertir des stations d'épuration biologique ou de traitement primaire éliminant le phosphore par précipitation chimique à un procédé d'EBAP, il est conseillé de laisser en place les installations de dosage des substances chimiques. Elles pourraient être utiles, voire nécessaires, pour satisfaire aux normes de rejet de phosphore total, pour riposter aux fluctuations de charge ou pour traiter les eaux d'épuration des boues avant recyclage.

2.2 Élimination chimique du phosphore

Jusqu'à récemment, la précipitation chimique du phosphore était la seule technique éprouvée permettant aux stations d'épuration des eaux usées urbaines d'obtenir des teneurs en phosphore respectant les normes de rejet. Vu le peu d'immobilisations qu'ils exigent et vu leur facilité de conception, de mise en marche et de fonctionnement, les procédés de précipitation chimique séduisent du point de vue de l'ingénierie et de l'exploitation.

2.2.1 Procédés possibles. - Certains agencements de traitement par précipitation chimique ont permis une réduction efficace du phosphore total par les stations d'épuration des eaux usées urbaines. Ces schémas vont de la pré-précipitation à la post-précipitation en passant par la précipitation simultanée. Le choix du procédé dépend de bien des facteurs. En Ontario, lorsqu'il s'est agi de convertir une installation de traitement classique par boues activées, la déphosphoration par précipitation simultanée s'est montrée une solution populaire, simple et rentable.

2.2.2 Description des procédés. - La technique de pré-précipitation fait intervenir l'addition de l'agent précipitant (au stade de la clarification primaire) et la décantation de la boue chimique produite avec les boues primaires. En général, l'agent précipitant utilisé dans ce cas est la chaux.

La précipitation simultanée fait intervenir l'addition d'un sel métallique, par exemple l'alun ou le chlorure ferrique, au contenu du bassin d'aération des boues activées de façon à précipiter les phosphates hydrolysés. Les boues biologiques et chimiques mixtes obtenues sont décantées dans le clarificateur secondaire. Les boues activées résiduaires, réunies aux boues chimiques, sont stabilisées soit par digestion anaérobie, soit par digestion aérobie. En Ontario, la précipitation simultanée du phosphore se fait aux stations classiques de traitement par boues activées et par aération prolongée; la province ayant décrété des normes de rejet abaissant la teneur limite en phosphore total à 1 mg/l, cette technique a été soumise à des essais poussés à l'échelle du laboratoire, à l'échelle pilote et en vraie grandeur. La base de données établie a servi à déterminer les critères nominaux de conversion des stations à la précipitation simultanée par l'alun ou des sels de fer.

La post-précipitation n'est pas répandue en Ontario. Elle fait intervenir la construction d'unités de traitement additionnelles en aval du clarificateur secondaire. Lorsque la précipitation se fait par des sels métalliques, des unités de traitement telles qu'un réacteur/floculateur et des clarificateurs sont nécessaires. Par le passé, cette approche était celle des pays scandinaves en ce qui concerne l'élimination du phosphore. Il faudrait noter que ces pays visaient une teneur en phosphore total des rejets de 0,5 mg/l. Pour obtenir une teneur égale ou inférieure à 0,1 mg/l, on se sert de systèmes de traitement à la chaux à un ou à deux stades avec recarbonatation.

Dans les stations ontariennes, l'addition de substances chimiques pour éliminer le phosphore se fait en continu; l'addition de substances chimiques dans les étangs de stabilisation des déchets à vidange saisonnière se faisait autrefois par lots, environ deux semaines avant la vidange. D'après l'expérience et des considérations pratiques, l'addition en continu est préférable.

2.2.3 Critères de conception des procédés. - Une des multiples études de développement et d'évaluation des procédés effectuée dans le cadre du programme d'élimination du phosphore Canada/Ontario portait sur les répercussions de l'addition de substances chimiques dans le bassin d'aération sur la décantabilité des boues biologiques-chimiques combinées. Selon les observations, la décantabilité des boues diminuait. Le débit de pointe du trop-plein du clarificateur secondaire fut donc réduit de 50 $m^3/m^2.j$ à 35 $m^3/m^2.j$ (IJC, Municipal Task Force, 1983). Cela eut pour effet d'assurer que la teneur en matières en suspension des effluents demeurât inférieure à 15 mg/l et que la teneur en phosphore total ne dépassât pas 1 mg/l. Il va sans dire qu'une portion du phosphore est associée aux matières en suspension.

Pour ce qui est de l'agent précipitant, l'alun et le chlorure ferrique sont tous deux utilisés en Ontario. En général, ils ont la même efficacité. En dernière analyse, le choix dépend du coût de l'agent et de la facilité de se le procurer. Les doses nécessaires furent d'abord décidées d'après des essais en bocal, puis raffinées sur le terrain. La base de données mise au point en Ontario permet maintenant aux concepteurs de prévoir la dose nécessaire d'après la relation suivante (Prested et coll., 1977):

$$Al^{+++}\ (mg/l) = 0,5 + 1,4\ (PT)$$

$$Fe^{+++}\ (mg/l) = -0,3 + 1,3\ (PT)$$

où: Al^{+++} ou Fe^{+++} = dose de métal précipitant (mg/l)

PT = teneur en PT des eaux d'entrée (mg/l).

On a trouvé que ces équations prévoient la dose réelle de substances chimiques à ± 30 p. 100 près. Cette précision suffit pour ce qui est de prévoir l'équipement de stockage et de dosage des substances chimiques.

Dans les stations ontariennes, on a observé que la teneur moyenne en phosphore total des eaux d'entrée est de 5,4 mg/l. Pour obtenir une teneur des eaux de sortie en phosphore total de 1,0 mg/l, la dose moyenne de précipitant à ajouter est de 9,2 mg/l dans le cas du chlorure ferrique et de 7,2 mg/l dans le cas de l'alun (Canviro, 1983).

2.2.4 Données sur l'efficacité des procédés. - La vaste expérience ontarienne, qui a déjà fait l'objet d'articles (Black, 1980; Schmidtke, 1980), a montré que la précipitation simultanée du phosphore par des sels métalliques est un moyen efficace de réduction des quantités de phosphore rejetées par les stations d'épuration des eaux usées urbaines. En Ontario, la déphosphoration se pratique dans quelque 272 stations (Schmidtke, 1983). La teneur moyenne en phosphore total des rejets, pondérée en fonction du débit, est de 1,21 mg/l (IJC, Municipal Task Force, 1983). Dans le cas de certaines stations dont les rejets aboutissent dans des milieux récepteurs vulnérables, la teneur en phosphore total doit être abaissée à 0,5 mg/l et même à 0,3 mg/l. Il n'est pas difficile d'y arriver au moyen d'un procédé biologique utilisant la précipitation simultanée suivie d'une filtration de l'effluent sur filtres à milieu granulaire. À certains endroits, il peut être nécessaire d'ajouter un petit supplément d'agent précipitant, juste avant la filtration.

2.2.5 Données sur la production des boues. - L'addition de substances chimiques pour éliminer le phosphore entraîne une production accrue de boues. Schmidtke (1980) a résumé l'expérience ontarienne en ce qui a trait à l'utilisation de sels métalliques (tableau 13).

Tableau 13
Effets de l'élimination chimique du phosphore sur la production de boues

Traitement	Mode de fonctionnement	Quantité de boues		
		g/personne . j*	% du volume de l'effluent	kg de matières sèches/1000 m^3 d'eaux épurées
Primaire	Élimination	77	0,20	120
	classique du P	109	0,32	169
Boues activées	Élimination	114**	0,38	173
	classique du P	145**	0,51	218

* En prenant Q = 658 l/personne . j.
** Boues primaires + boues activées secondaires.

Dans les stations de traitement primaire, l'utilisation de sels métalliques pour précipiter le phosphore de façon à réduire la teneur de 5,7 mg/l à 1,0 mg/l a entraîné une augmentation de la masse de boues atteignant 40 p. 100. De même façon, la masse de boues peut augmenter d'au moins 26 p. 100 dans le cas des stations classiques de traitement par boues activées (Schmidtke, 1980).

2.2.6 Sensibilité du procédé, réaction à des conditions défavorables et récupération. - Des effets néfastes pour l'élimination du phosphore par épuration biologique et précipitation chimique simultanées peuvent survenir si la dose de substance chimique réagissant avec le phosphore n'est pas suffisante. Cela peut se produire si le doseur de réactifs fonctionne mal et si les eaux d'entrée, c'est-à-dire les eaux usées brutes, ont des teneurs élevées en phosphore et contiennent des composés qui disputent le métal précipitant au phosphore. En outre, les chocs de charge hydraulique, qui nuisent à la séparation liquide-solide, entraînent le phosphore dans l'effluent. Chacune de ces conditions provoque une réaction néfaste rapide dans le procédé de sorte que la teneur en phosphore total de l'effluent dépasse ce qui a été prévu.

En épuration des eaux usées urbaines, les procédés chimiques sont plus stables que les procédés biologiques. L'association d'un procédé chimique (par exemple la précipitation simultanée) à un procédé biologique fait que l'ensemble du traitement bénéficie de l'effet stabilisant du procédé chimique.

En cas de conditions défavorables, il y a récupération lorsque les causes sont éliminées. Les mesures correctives sont généralement de type mécanique ou structurel. Une fois les rectifications effectuées, la réaction du procédé est immédiate et positive.

2.2.7 Problèmes de fonctionnement. - Comme on l'a mentionné, un mauvais fonctionnement entraîne des teneurs en phosphore total des effluents supérieures à celles prévues. Les problèmes de fonctionnement sont attribuables à des surcharges hydrauliques du clarificateur terminal provoquées par des accidents comme le débordement des égouts unitaires et les infiltrations et l'entraînement de grandes quantités de matières solides dans l'effluent, vu l'inaptitude des clarificateurs à traiter les matières solides qui y parviennent. D'autres petits problèmes surviennent, auxquels il faut toujours s'attendre lorsqu'on se sert de doseurs de réactifs et de pompes.

2.2.8 Faisabilité technique. - La déphosphoration par précipitation chimique est une technique éprouvée au Canada et ailleurs. L'expérience ontarienne a montré que, lorsque simultanée, elle permet toujours d'obtenir une teneur en phosphore total de 1,0 mg/l si la capacité du clarificateur est suffisante. La filtration de l'effluent après addition de substances chimiques permet d'obtenir une teneur en phosphore total de 0,3 mg/l.

3 MÉTHODOLOGIE

Les coûts comparatifs de conversion des stations de traitements primaire et secondaire (boues activées classiques et aération prolongée) à l'EBAP et à la précipitation chimique ont été établis selon la méthodologie décrite dans le présent chapitre. L'analyse des coûts utilise des "stations modèles" à agencement idéalisé, mais la conception a suivi, autant que faire se peut, les normes. L'équipement présent dans la station et la disposition de celle-ci à chaque endroit influent sur les coûts de conversion aux techniques d'élimination biologique des nutriants.

3.1 Conception des stations modèles

On a envisagé la conversion aux procédés d'EBAP de trois types de stations (stations de traitement primaire, stations de traitement classique par boues activées et stations de traitement par aération prolongée). Un schéma normalisé fut mis au point pour chaque type de station d'après les directives de conception du ministère de l'Environnement de l'Ontario (1984). Les agencements normalisés constituent les "stations modèles". Les modifications à apporter aux procédés pour les adapter à la déphosphoration ont comme point de départ le schéma de ces stations modèles.

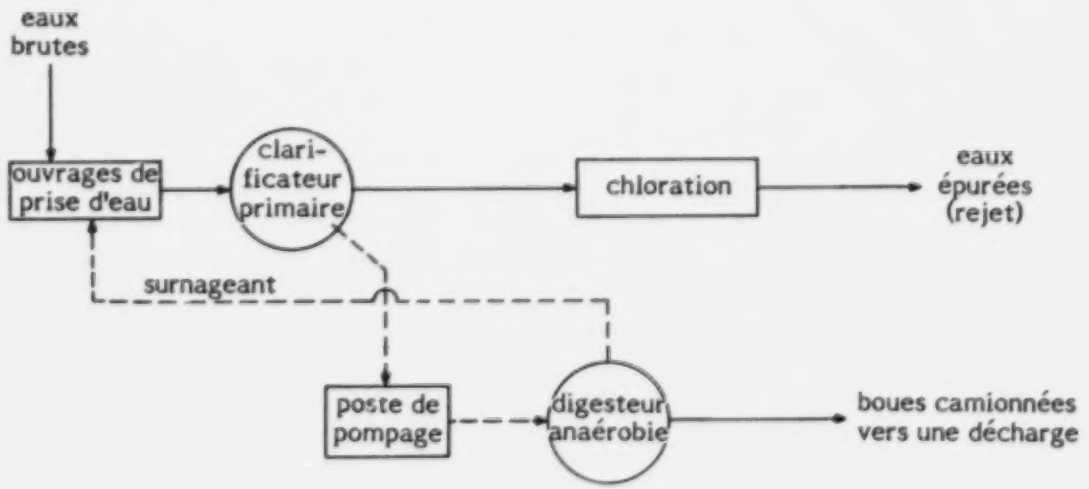
3.1.1 Station modèle de traitement primaire. - Le schéma de la station modèle de traitement primaire apparaît à la figure 3. La station comporte des ouvrages de prise d'eau (grille à barreaux, dessableur aéré, déchiqueteur et canal Parshall), un clarificateur primaire avec poste de pompage des boues brutes, un digesteur anaérobie à un stade et un bassin de chloration. Les critères nominaux concernant chaque unité sont indiqués à la figure 3.

3.1.2 Station modèle de traitement par boues activées classiques. - Le schéma du modèle est illustré à la figure 4. La station comporte les mêmes ouvrages de prise d'eau que la station modèle de traitement primaire, des clarificateurs primaires avec poste de pompage des boues brutes, des bassins d'aération avec aérateurs de surface mécaniques, des clarificateurs secondaires avec poste de pompage des boues recyclées, un digesteur anaérobie à deux stades (primaire et secondaire) et un bassin de chloration. Les critères nominaux de chaque unité sont indiqués à la figure 4.

3.1.3 Station modèle de traitement par aération prolongée. - L'aménagement de la station modèle s'écarte des normes de conception. Pour les faibles débits (jusqu'à 1,0 - 2,0 millions de l/j) l'agencement est généralement celui d'une station de traitement par lots. Ces petites stations, qui comportent d'ordinaire des bassins d'aération, un clarificateur et des bassins de rétention des boues en acier à parois communes, ne sont pas

TYPE DE STATION: TRAITEMENT PRIMAIRE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux

Capacité hydraulique de la station (Ml/j)
- 25 percentiles - 2,3
- 50 percentiles - 9,1
- 75 percentiles - 36,4

Ouvrages de prise d'eau

- Grille à barreaux manuelle
- Dessableur aéré
- Déchiqueteur
- Canal Parshall

Clarificateur

Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$)	35 - 40
Vitesse de déversement dans le déversoir @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$)	150 - 450
Profondeur de l'évacuateur latéral (m)	3,0 - 4,6

Digestion anaérobie

Charge en matières volatiles (kg de MVS/m^3.j)	0,65 - 1,6
Matières volatiles détruites (%)	50

Bassin de chloration

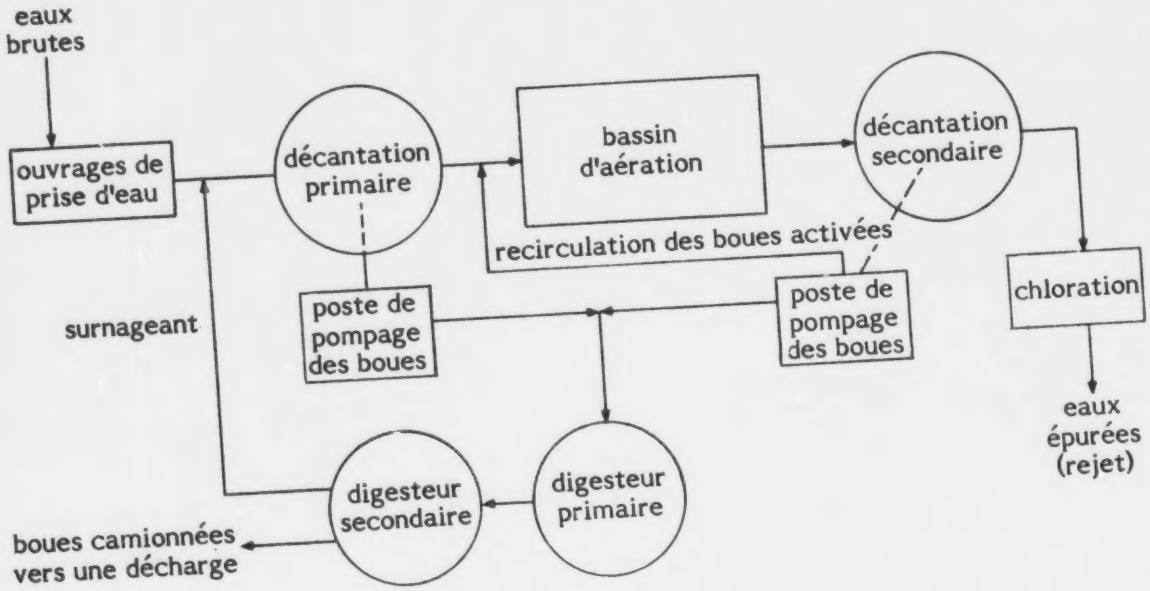
TRH: 30 mn

Dose de chlore: 8 - 15 mg/l

Figure 3 **Schéma d'une station modèle de traitement primaire**

TYPE DE STATION: BOUES ACTIVÉES CLASSIQUES

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux

Capacité hydraulique de la station (Ml/j)
- 25 percentiles - 4,5
- 50 percentiles - 13,6
- 75 percentiles - 36,4

Ouvrages de prise d'eau

- Grille à barreaux manuelle
- Dessableur aéré
- Déchiqueteur
- Canal Parshall

Clarificateur primaire

Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$)	80 - 120
Profondeur de l'évacuateur latéral (m)	3,0 - 4,6

Système d'aération

Débit de charge organique (g DBO/m^3.h)	13 - 30
MN/M-O (j^{-1})	0,2 - 0,5

Clarificateur secondaire

Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$)	35
Profondeur de l'évacuateur latéral (m)	3,6 - 4,6

Digesteur anaérobie

Charge en matières volatiles (kg de MVS/m^3.j)	0,65 - 1,6
Matières volatiles détruites (%)	50

Bassin de chloration

TRH: 30 mn

Dose de chlore: 8-15 mg/l

Figure 4 Schéma d'une station modèle d'épuration classique par boues activées

facilement adaptables aux procédés d'élimination biologique du phosphore. C'est pourquoi, pour fins d'évaluation de leurs coûts, les stations de traitement par aération prolongée ont été conçues comme des stations de traitement mécanique normal avec composantes séparées et non pas comme des stations de traitement par lots.

Le schéma de la station modèle apparaît à la figure 5. Les composantes nécessaires au traitement incluent les ouvrages de prise d'eau, comme dans les autres stations modèles, le bassin d'aération muni d'aérateurs mécaniques, un clarificateur secondaire avec poste de pompage des boues recyclées, un bassin à boues aérées et le bassin de chloration. Les critères nominaux sont indiqués à la figure 5.

3.1.4 Dimensions des stations modèles. - Les dimensions de chaque type de station modèle ont été établies d'après la taille réelle des stations de chaque catégorie en Ontario. On a préparé des répartitions de fréquence pour l'Ontario du débit nominal des stations de traitement primaire, de traitement classique par boues activées et de traitement par aération prolongée. Les dimensions correspondant dans chaque catégorie à 25 percentiles, 50 percentiles et 75 percentiles furent choisies pour servir de base aux stations modèles. Les dimensions des stations modèles sont indiquées au tableau 14.

Tableau 14
Répartition des stations d'épuration ontariennes selon le type et les dimensions

Type de station	Nombre de stations	Débit hydraulique (Ml/j)		
		25 percentiles	50 percentiles	75 percentiles
Traitement primaire	33	2,3	9,1	36,4
Boues activées classiques	88	4,5	13,6	36,4
Aération prolongée	85	0,91	1,6	3,2

Comme la charge hydraulique des clarificateurs primaires et secondaires était basée sur le débit de pointe, des facteurs de pointe ont été calculés grâce à la formule de Harmon:

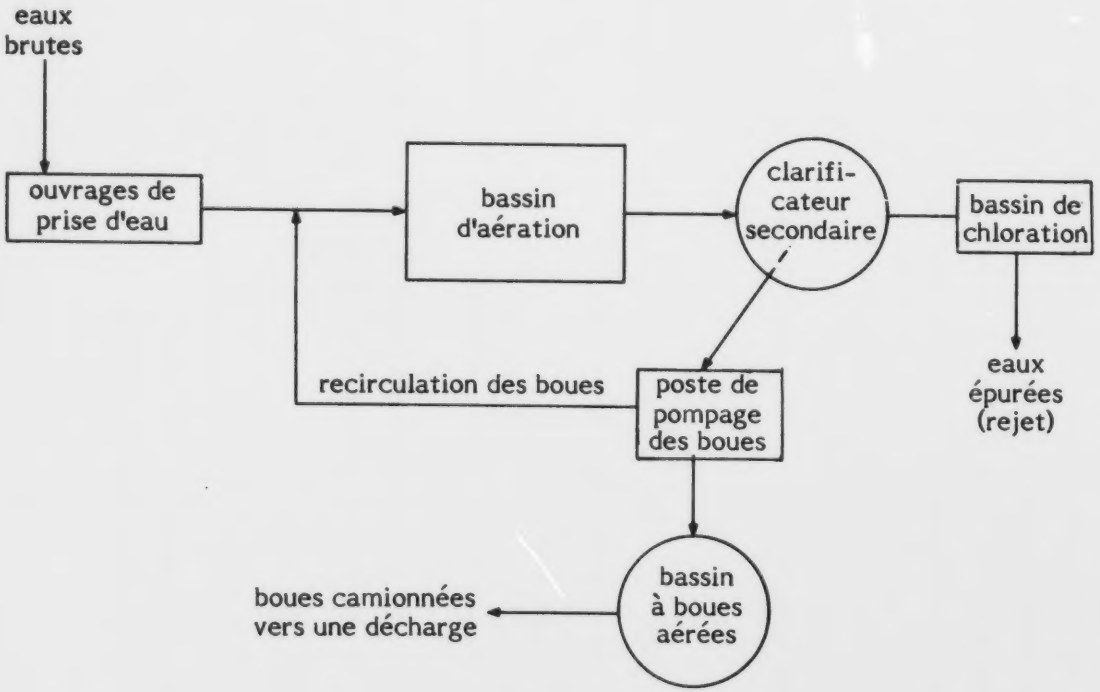
$$FP = 1 + \frac{14}{4 + p^{0,5}}$$

où: FP = facteur de pointe

p = population en milliers de personnes.

TYPE DE STATION: BOUES ACTIVÉES AVEC AÉRATION PROLONGÉE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux

Capacité hydraulique de la station (Ml/j)
- 25 percentiles - 0,91
- 50 percentiles - 1,6
- 75 percentiles - 3,2

Ouvrages de prise d'eau

- Grille à barreaux manuelle
- Dessableur aéré
- Déchiqueteur
- Canal Parshall

Système d'aération

Débit de charge organique @ Débit de pointe (g DBO/m^3.h)	7 - 10
F/M (j^{-1})	0,05 - 0,15

Clarificateur secondaire

Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe (m^3/m^2.j)	35
Profondeur de l'évacuation latéral (m)	3,0 - 4,6

Digestion aérobie

Charge en matières volatiles (kg de MVS/m^3.j)	1,6
Matières volatiles détruites (%)	40

Bassin de chloration

TRH: 30 mn

Dose de chlore: 8 - 15 mg/l

Figure 5 **Schéma d'une station modèle d'épuration par boues activées avec aération prolongée**

Conformément aux données ontariennes, la répartition nominale des divers débits fut calculée en utilisant la valeur moyenne de la production d'eaux usées par personne, soit 650 litres par jour.

3.2 Évaluation des coûts des stations modèles

L'évaluation des immobilisations et des dépenses d'exploitation caractéristiques de chacune des stations modèles illustrées aux figures 3, 4 et 5 s'est faite à l'aide du modèle CAPDET. CAPDET est l'acronyme correspondant à Computer Assisted Procedure for the Design and Evaluation of Wastewater Treatment Systems; cette méthode informatisée fut mise au point par l'U.S. Army Corps of Engineers avec l'appui de l'EPA (Harris et coll., 1982).

À l'origine, le modèle CAPDET était destiné à servir à l'évaluation du coût des procédés d'épuration des eaux usées, afin de permettre une sélection préalable des procédés possibles sur la base du moindre coût. Il s'agit principalement d'une technique employée avec beaucoup de succès aux États-Unis pour la planification des installations en vertu de l'article 201 du Federal Water Pollution Control Act (PL 92-500). McGhee et coll. (1983) ont rapporté leur expérience du modèle CAPDET lors de l'évaluation d'un certain nombre de procédés possibles d'épuration des eaux usées pour la paroisse de Jefferson en Louisiane. Ils ont conclu que le modèle CAPDET constituait une technique très efficace et très utile de sélection d'un procédé. Ils mettaient cependant en garde contre son utilisation sans distinction, car il est toujours nécessaire de vérifier si les résultats du programme sont raisonnables.

Au Canada, l'usage du modèle CAPDET est moins répandu. Cependant, Pineau et coll. (1985), après avoir adapté ce modèle aux conditions canadiennes, ont évalué qu'il permettrait des estimations des coûts de construction de stations semblables, à ± 20 p. 100 près, aux coûts réels. Les frais d'exploitation et d'entretien étaient justes à ± 30 p. 100.

La force principale du modèle CAPDET est sa capacité de servir de technique de sélection et de comparaison pour évaluer les coûts relatifs des procédés possibles. Pour la présente étude, il était nécessaire de connaître les coûts comparatifs, plutôt que les coûts réels, des divers schémas d'élimination du phosphore afin d'en comparer la rentabilité.

3.2.1 Simulation CAPDET. - Le modèle CAPDET est basé sur un programme FORTRAN. Il comporte de nombreux sous-programmes qui contiennent tous un algorithme permettant la conception d'un procédé unitaire en particulier et l'évaluation de son coût. Le programme permet de calculer les coûts de l'ensemble par évaluation du coût de chaque unité.

La simulation CAPDET nécessite certains paramètres, entre autres les spécifications relatives aux procédés unitaires, les caractéristiques des eaux usées brutes, la qualité souhaitée des eaux épurées et les données concernant le coût des unités.

Les résultats de la simulation CAPDET comprennent quatre composantes: coûts de construction de chaque procédé unitaire, coûts de construction des installations annexes, frais directs et indirects et frais d'exploitation et d'entretien (E&E). Les frais directs et indirects englobent les frais généraux et les profits (frais directs), les honoraires du concepteur, les imprévus, les frais d'inspection et d'administration et les vacations (frais indirects).

Les investissements globaux (IG) entraînés par un projet sont la somme des immobilisations et des frais directs et indirects, alors que:

Frais directs = 0,22 x immobilisations

Frais indirects = 0,20 x (immobilisations + frais directs)

Les investissements globaux pour un projet sont donc:

IG = 1,464 x immobilisations.

Les coûts unitaires peuvent être calculés d'après l'utilisation prévue de matériaux, comme le béton pour la construction, et selon la main-d'oeuvre, les substances chimiques et l'électricité nécessaires au fonctionnement ainsi que les renseignements fournis à l'exploitant sur les coûts de chaque élément. Les coûts unitaires de l'équipement servant au traitement (tels les aérateurs, les mélangeurs, les pompes et les soufflantes) peuvent être spécifiques à l'exploitant. S'il est impossible de se procurer ces chiffres, les sous-programmes CAPDET se servent des valeurs par défaut mises au point pour l'équipement de dimensions normales. Les coûts par défaut utilisés dans CAPDET ont été établis en 1977. Ils sont mis à jour grâce à des indices appropriés comme l'indice Construction de l'EPA, l'indice Marshall & Swift et l'indice ENR.

L'utilisation de la simulation CAPDET demande non seulement une connaissance considérable des procédés, mais aussi une compréhension de ce qu'est la simulation et des modes de calcul. Les prévisions des coûts de construction et d'E&E ne sont jamais meilleures que les données d'entrée. Lorsque les coûts locaux ne sont pas fournis, les calculs se font à l'aide d'une valeur par défaut. Par conséquent, plus les données d'entrée consistent en des renseignements sur les coûts et la conception fournis par l'exploitant, plus les coûts prévus sont justes.

3.2.2 Bases d'évaluation du coût des stations modèles. - Pour le développement du coût des stations modèles, certaines hypothèses ont été faites en ce qui a trait aux facteurs matériel, modes opératoires et coûts. Ces hypothèses ont été incluses dans le programme

CAPDET comme données d'entrée afin de trouver les immobilisations, les frais E&E et les frais annuels globaux pour chaque type de station modèle et chaque débit.

Les salaires prévus étaient de 15,60 $/h pour les responsables du fonctionnement et 18,00 $/h pour l'entretien. Les coûts prévus de l'électricité étaient de 0,04 $/kWh. Les coûts prévus pour le chlore étaient de 187 $/t.

Les frais d'élimination des boues étaient basés sur l'épandage des boues digérées à un endroit nécessitant un voyage aller et retour de 32 km. Les frais de fonctionnement et d'entretien comprennent les temps de chargement et de transport. Les immobilisations comprennent le véhicule servant au transport des boues et la bâtisse utilisée pour le stockage.

Les immobilisations sont amorties sur une période de 20 ans à un taux d'intérêt annuel de 12 p. 100. Tous les coûts sont convertis en dollars canadiens de 1984. Les indices des prix introduits dans le programme CAPDET sont les suivants:

Indice Marshall et Swift	= 769,0
Indice ENR	= 4175,69
Indice Construction de l'EPA (petites villes)	= 193,4

3.3 Conversion en vue de réaliser la déphosphoration

Les coûts relatifs d'adaptation de chaque station modèle (trois types de stations et trois débits nominaux) de façon à permettre l'élimination du phosphore par les quatre procédés possibles d'EBAP (Bardenpho, UCT, A/O et Phostrip) ont été comparés aux coûts entraînés par une élimination semblable du phosphore par précipitation chimique. Les procédés devaient pouvoir abaisser la teneur en phosphore total des rejets à 1,0 mg/l et à 0,3 mg/l.

3.3.1 Conception des installations d'élimination chimique du phosphore. - Afin d'établir une base de comparaison des coûts, on a procédé à la conversion de modèles de traitement primaire, de traitement classique par boues activées et de traitement par aération prolongée à la précipitation chimique du phosphore.

Dans le cas des stations de traitement secondaire (boues activées classiques et aération prolongée), les plans pour l'adaptation étaient basés sur la précipitation simultanée du phosphore par addition de chlorure ferrique dans le bassin d'aération. Pour respecter les limites en phosphore total de 1,0 mg/l et de 0,3 mg/l s'appliquant aux rejets, on a choisi d'ajouter des doses de substances chimiques contenant respectivement 8 mg(Fe)/l et 14 mg(Fe)/l. Pour atteindre la teneur limite inférieure en phosphore total, on a inclus au schéma de traitement une filtration de l'effluent terminal sur un filtre à milieu granulaire. Dans le cas de la station de traitement primaire, les coûts d'une

conversion permettant d'atteindre la teneur limite inférieure en phosphore (0,3 mg/l) n'ont pas été établis pour le modèle avec précipitation chimique (paragraphe 1.2).

Pour la station de traitement primaire, on a supposé que la quantité de boues produites augmentait de 40 p. 100 dans le cas d'une élimination chimique jusqu'à 1,0 mg/l. Pour les stations de traitement secondaire (boues activées classiques et aération prolongée), on a supposé qu'une élimination chimique jusqu'à 1,0 mg/l ferait augmenter de 26 p. 100 la quantité de boues produites. Pour les stations de traitement secondaire, on a supposé qu'une conversion permettant d'atteindre la limite inférieure, soit 0,3 mg/l, entraînerait une augmentation globale des boues produites de 42 p. 100.

3.3.2 Conception des procédés d'EBAP. - La conception des quatre procédés d'EBAP fut élaborée selon les méthodes décrites au chapitre 2. Dans le cas des méthodes entièrement biologiques (Bardenpho, A/O et UCT), les clarificateurs primaires des stations modèles furent court-circuités de façon à maximiser la teneur en matières organiques des eaux usées brutes introduites dans les bassins anaérobies. La station Bardenpho était conçue comme un procédé à cinq stades (figure 2B) permettant l'élimination maximale des nutriants biologiques. La conception du système UCT en faisait un système à trois stades (figure 2E). Le procédé A/O était conçu comme un système à deux stades sans élimination biologique de l'azote. Dans le cas de la station Phostrip, le procédé biologique principal ne permettait pas la nitrification biologique. Ces divers plans avaient pour objet de couvrir toute la plage d'élimination des nutriants (azote et phosphore) possible grâce aux procédés d'EBAP, afin d'identifier à quel point le coût de ces procédés concurrençait celui de l'élimination chimique du phosphore.

Comme l'indique le tableau 12, la conception des systèmes Bardenpho, A/O et UCT de façon à permettre d'atteindre la teneur limite supérieure en phosphore total, soit 1,0 mg/l, s'est faite selon deux approches: EBAP et traitement terminal de l'effluent par filtration sur lit double, et EBAP et addition d'un supplément de chlorure ferrique pour réduire la teneur en orthophosphores solubles de l'effluent. Dans ce dernier cas, on suppose que l'addition de chlorure ferrique ne se fait que lorsque la teneur en PT de l'effluent du procédé d'EBAP dépasse la limite de 1,0 mg/l. Pour permettre d'atteindre la teneur limite inférieure en phosphore total s'appliquant aux rejets, soit 0,3 mg/l, la conception des procédés faisait intervenir aussi bien la filtration sur lit double que l'addition d'un supplément de chlorure ferrique. La dose de chlorure ferrique prévue était de 6 mg(Fe)/l, soit l'équivalent de la différence entre la dose de substance chimique nécessaire pour atteindre chacune des teneurs limites en PT (1,0 mg/l: 8 mg(Fe)/l et 0,3 mg/l: 14 mg(Fe)/l) dans les installations classiques d'élimination chimique du phosphore.

Dans le cas du procédé Phostrip, la conception des stations devant permettre d'atteindre la limite de 1,0 mg/l ne faisait intervenir que l'adaptation au procédé Phostrip lui-même. Pour permettre d'atteindre la limite inférieure, elle comprenait aussi la filtration de l'effluent sur lit double. La conception du procédé Phostrip comprenait un bassin de lavage à recyclage, avec précipitation du phosphore par addition de chaux dans un réacteur-clarificateur prévu à cette fin.

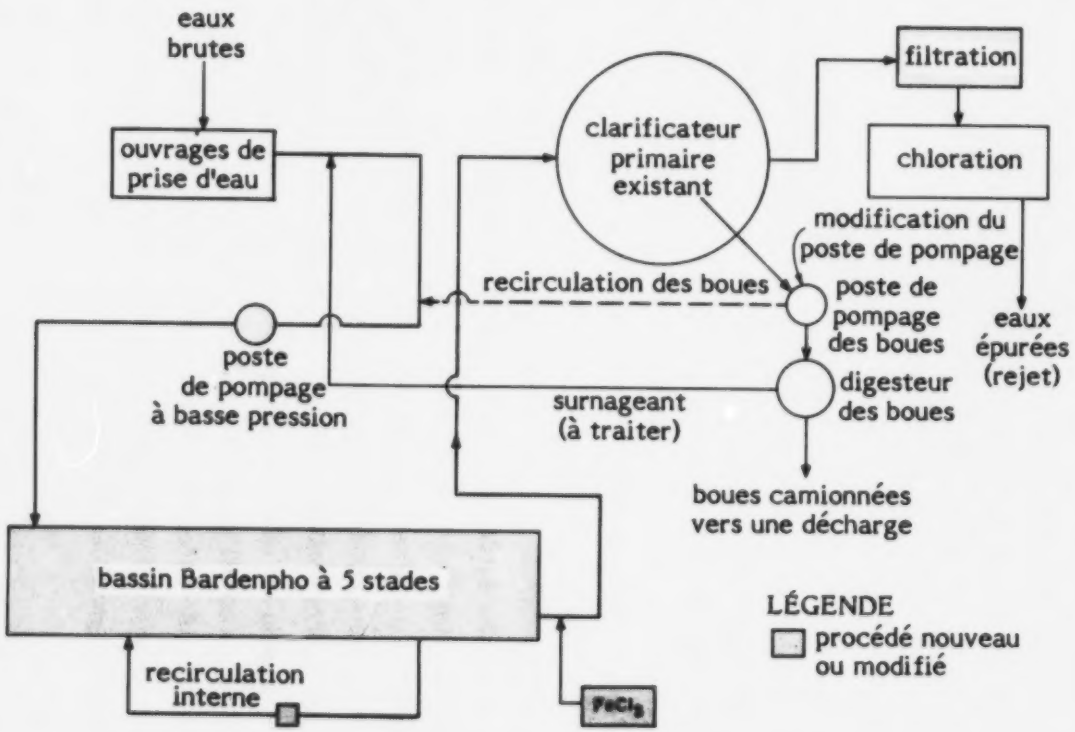
La conversion de l'équipement en place était conçue pour maximiser son utilisation. Par exemple, dans le cas des stations de traitement primaire, le schéma de traitement était modifié de façon à permettre de se servir du clarificateur primaire de la station modèle comme clarificateur secondaire dans la station convertie. Les bassins d'aération existants étaient utilisés autant que possible, mais ils étaient compartimentés par addition de cloison de béton et de vannes registres. Pour plus de souplesse dans les diverses zones de réaction (anaérobies, d'anoxie et aérobies), des aérateurs à turbine immergée étaient inclus dans la conception des converties à l'EBAP. L'énergie de mélange dans les réacteurs en anoxie et les réacteurs anaérobies étaient de 10 W/m^3. Des soufflantes assuraient la capacité additionnelle de transfert d'oxygène nécessaire pour satisfaire à la demande d'oxygène carbonacé (et azoté).

La conception des stations Phostrip comprenait un système d'entreposage et de dosage en sac pour les stations à débit nominal inférieur à 4,5 millions de l/j; dans les stations plus grosses, ce système était remplacé par un système d'entreposage de la chaux en vrac dans un silo. La dose de chaux ajoutée au trop-plein du laveur, à raison de 240 mg($Ca(OH)_2$)/l, et la quantité de solides produits par la précipitation à la chaux, soit 0,5 kg de matières solides sèches par mètre cube de surnageant du laveur, étaient trouvées par calculs stoechiométriques.

En utilisant ces hypothèses de conception, on a mis au point des schémas de conversion des systèmes Bardenpho, UCT, A/O et Phostrip aux procédés d'EBAP à partir de l'agencement des stations modèles de traitement primaire, de traitement classique par les boues activées et de traitement par aération prolongée. Les figures 6 à 17 donnent les schémas de conversion aux divers procédés, ainsi que les critères nominaux pertinents. Comme les plans de conversion visaient à incorporer le plus possible l'équipement en place, les détails réels de conception des procédés (temps de rétention hydraulique en bassin) ont varié légèrement d'un cas à l'autre afin de maximiser l'utilisation des bassins en place mais, en même temps, de maintenir une plage nominale type normalement spécifiée pour chaque procédé. Le tableau 15 est un index des figures 6 à 17 illustrant la conversion aux divers procédés d'EBAP.

TYPE DE STATION MODÈLE: TRAITEMENT PRIMAIRE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Poste de pompage à basse pression

- Capacité en débit de pointe

Bassin Bardenpho à 5 stades

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 1,0 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 3,5 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 4,5 h
Stade 4:	anoxie	- TRH: 0,5 h
Stade 5:	aérobie	- TRH: 0,5 h
	Total	TRH: 10,0 h

Poste de pompage pour recirculation interne

- Entre le stade 3 et le stade 2, le débit est @ 400 % du débit moyen

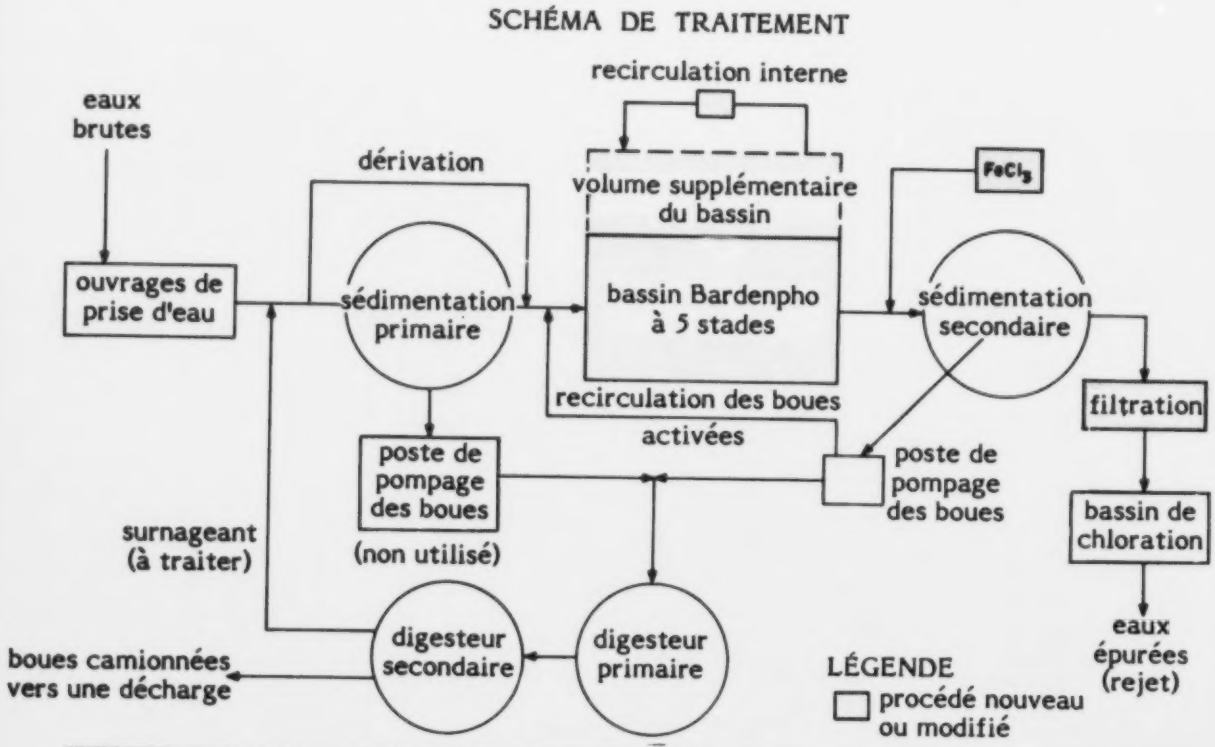
Modifications apportées aux postes de pompage des boues

- Modifications nécessitées par la recirculation des boues dans le bassin Bardenpho

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1,0 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 6 **Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement primaire**

TYPE DE STATION MODÈLE: BOUES ACTIVÉES CLASSIQUES



Critères nominaux de la station convertie

Bassin Bardenpho à 5 stades

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 1,0 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 3,4 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 4,5 h
Stade 4:	anoxie	- TRH: 0,5 h
Stade 5:	aérobie	- TRH: 0,5 h
	Total	TRH: 9,9 h

Le TRH au stade 2 est identique au TRH de la station modèle

Poste de pompage pour recirculation interne

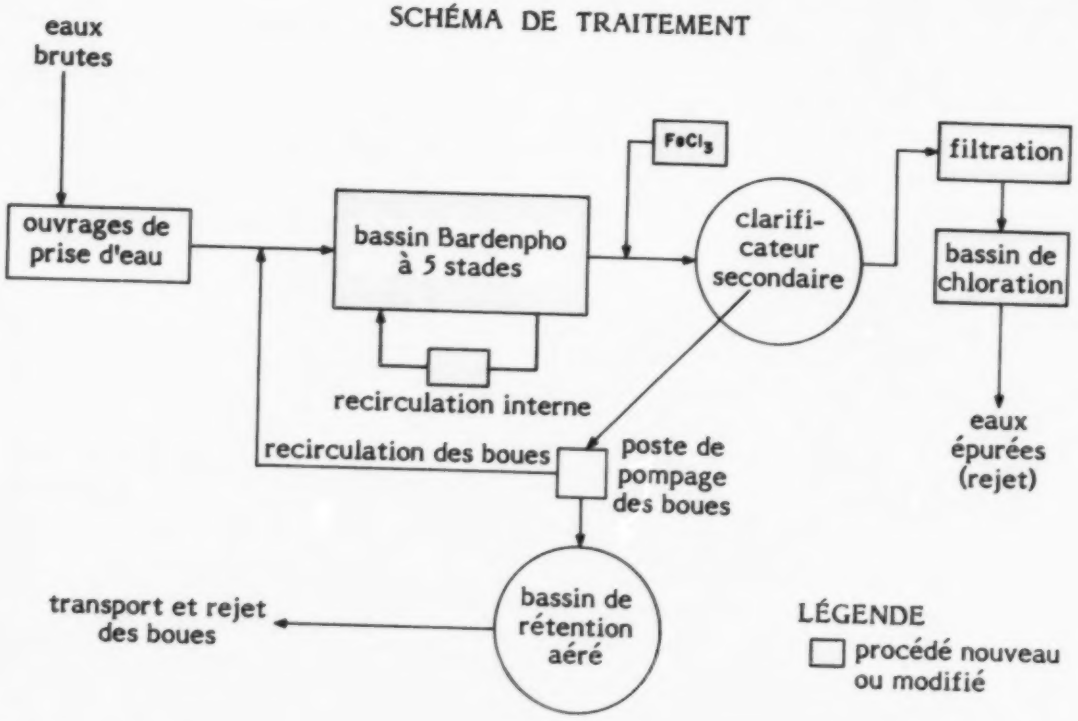
- Le débit entre le stade 3 et le stade 2 @ 40 % du débit moyen

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 7 **Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement classique par boues activées**

TYPE DE STATION MODÈLE: AÉRATION PROLONGÉE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Bassin Bardenpho à 5 stades

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 1,25 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 4,33 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 5,6 h
Stade 4:	anoxie	- TRH: 0,6 h
Stade 5:	aérobie	- TRH: 0,6 h
	Total	TRH: 12,4 h

Le TRH (12,4 h) est égal à celui de la station modèle

Poste de pompage pour recirculation interne

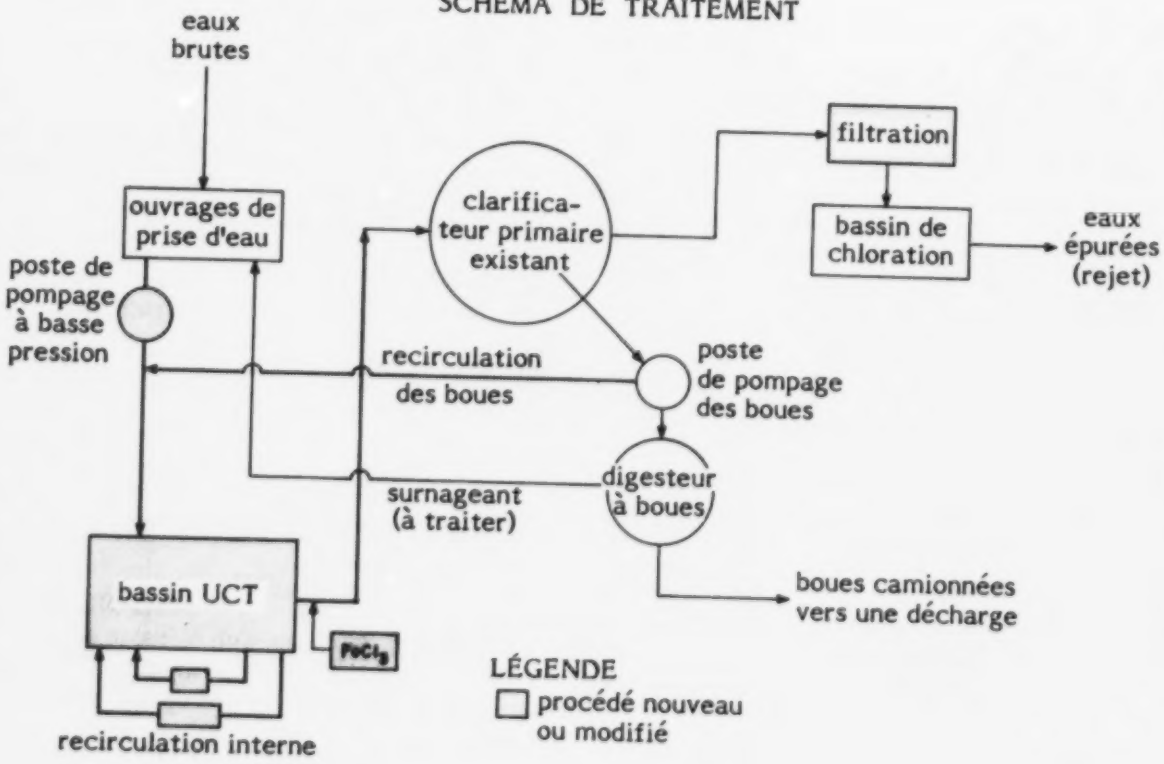
- Le débit entre le stade 3 et le stade 2 est @ 400 % du débit moyen

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 8 **Conversion au procédé Bardenpho d'une station modèle de traitement par aération prolongée**

TYPE DE STATION MODÈLE: TRAITEMENT PRIMAIRE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Poste de pompage à basse pression

- Capacité en débit de pointe

Bassin UCT

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 1,5 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 2,5 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 6,0 h
	Total	TRH: 10,0 h

Poste de pompage pour recirculation interne

- Débit nominal @ 400 % du débit moyen

Modification au poste existant de pompage des boues

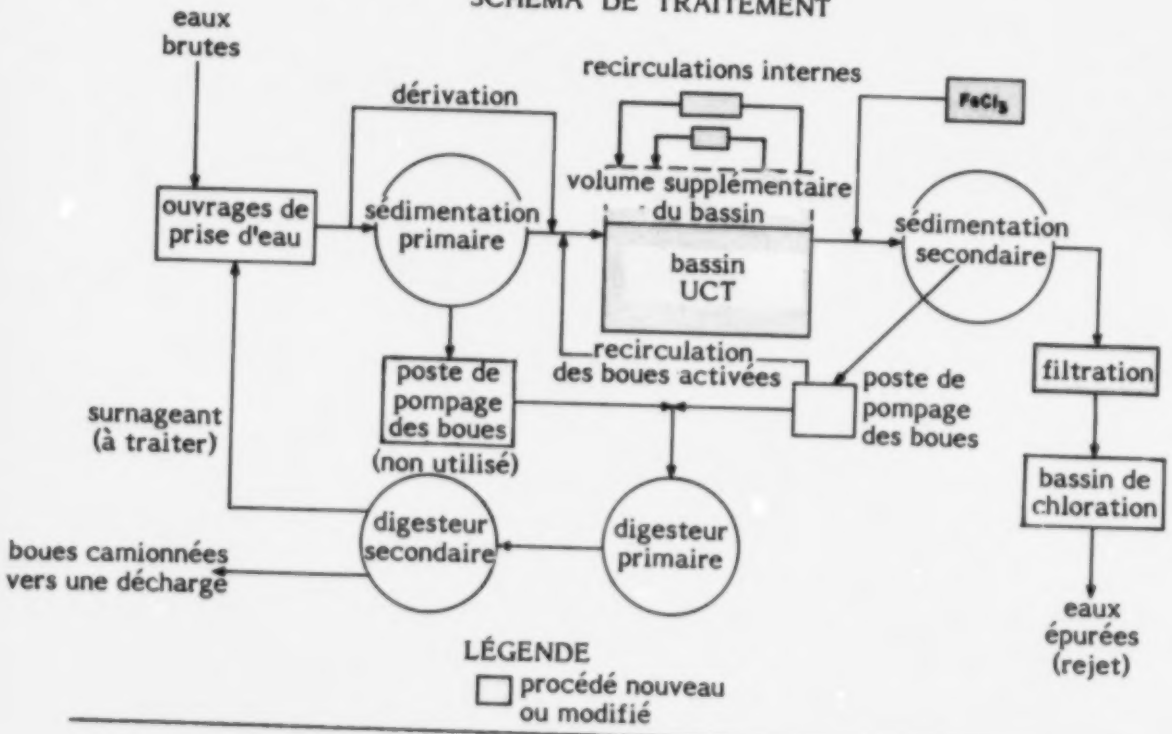
- Modifié de façon à permettre le retour des boues dans le bassin UCT

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 9 **Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement primaire**

TYPE DE STATION MODÈLE: BOUES ACTIVÉES CLASSIQUES

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Bassin UCT

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 1,5 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 3,4 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 6,0 h
	Total	TRH: 10,9 h

Le TRH du stade 2 est égal à celui de la station modèle

Poste de pompage pour recirculation interne

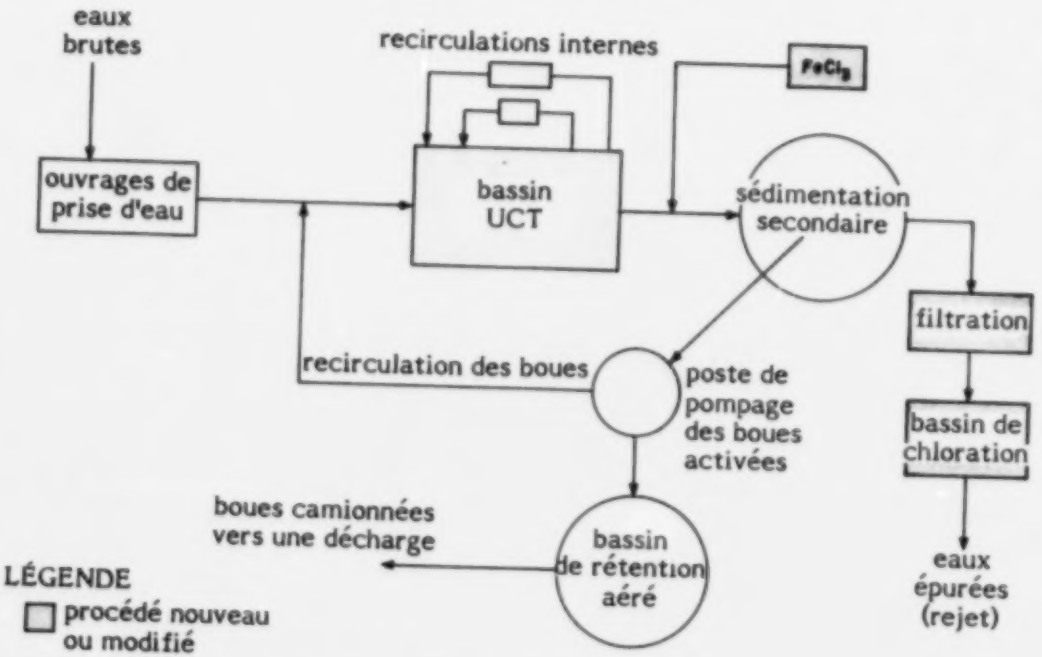
- Débit nominal
  @ 400 % du débit moyen

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 10 **Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement classique par boues activées**

TYPE DE STATION MODÈLE: AÉRATION PROLONGÉE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Bassin UCT

Stade 1:	anaérobie	- TRH: 2,33 h
Stade 2:	anoxie	- TRH: 3,88 h
Stade 3:	aérobie	- TRH: 6,2 h
	Total	TRH: 12,4 h

Le TRH (12,4 h) est égal à celui de la station modèle

Poste de pompage pour recirculation interne

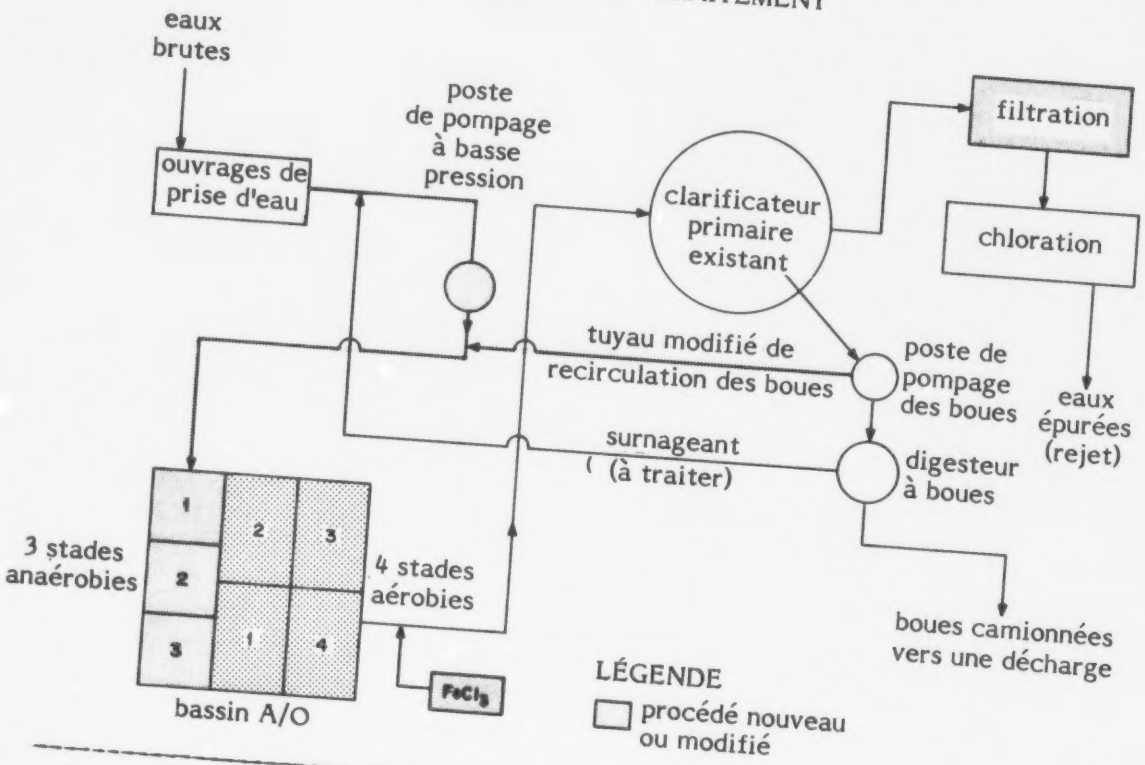
- Débit nominal
  @ 400 % du débit moyen

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 11 **Conversion au procédé UCT d'une station modèle de traitement par aération prolongée**

TYPE DE STATION MODÈLE: TRAITEMENT PRIMAIRE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Poste de pompage à basse pression

- Capacité en débit de pointe

Bassin A/O

- 3 stades anaérobies - TRH: 1,2 h
- 4 stades aérobies - TRH: 2,2 h

Poste existant de pompage des boues

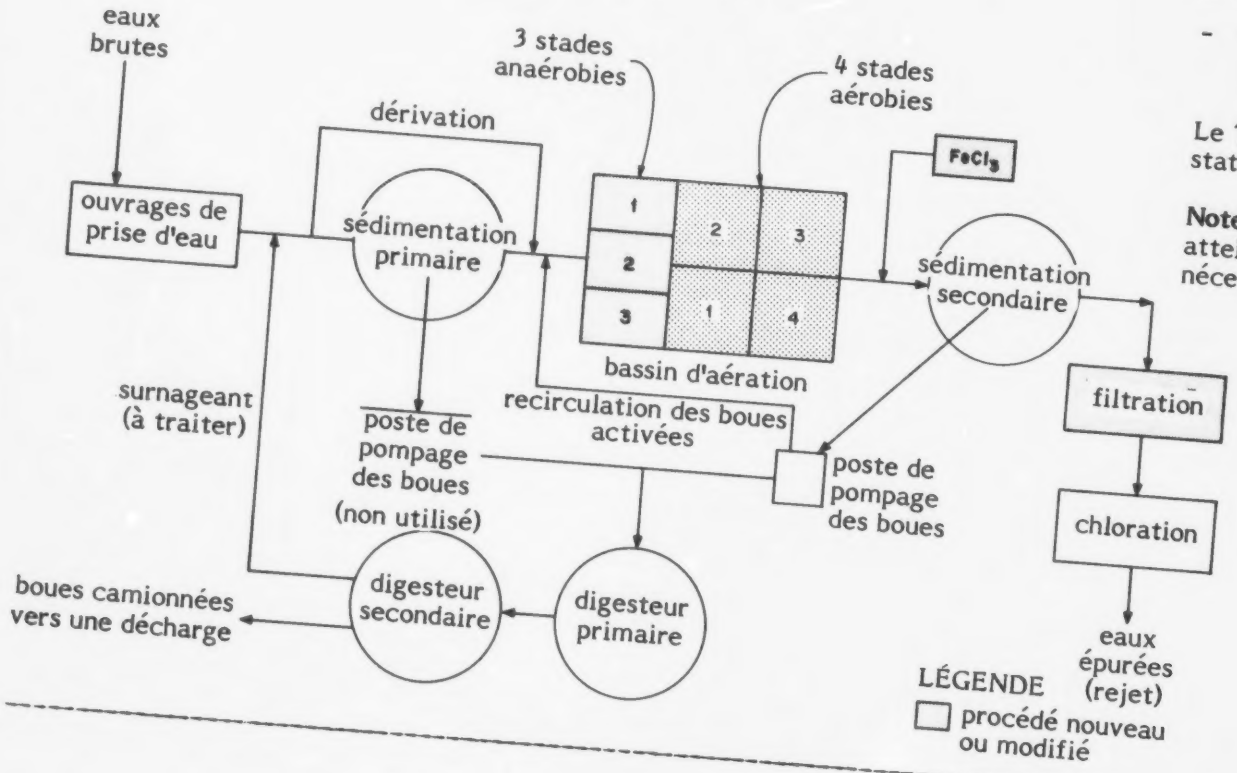
- Modification au poste de pompage nécessitée pour accroître la recirculation des boues dans le bassin A/O

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1,0 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 12 **Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement primaire**

TYPE DE STATION MODÈLE: BOUES ACTIVÉES CLASSIQUES

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Bassin A/O

- 3 stades anaérobies - TRH: 1,2 h
- 4 stades aérobies - TRH: 2,2 h

Total TRH: 3,4 h

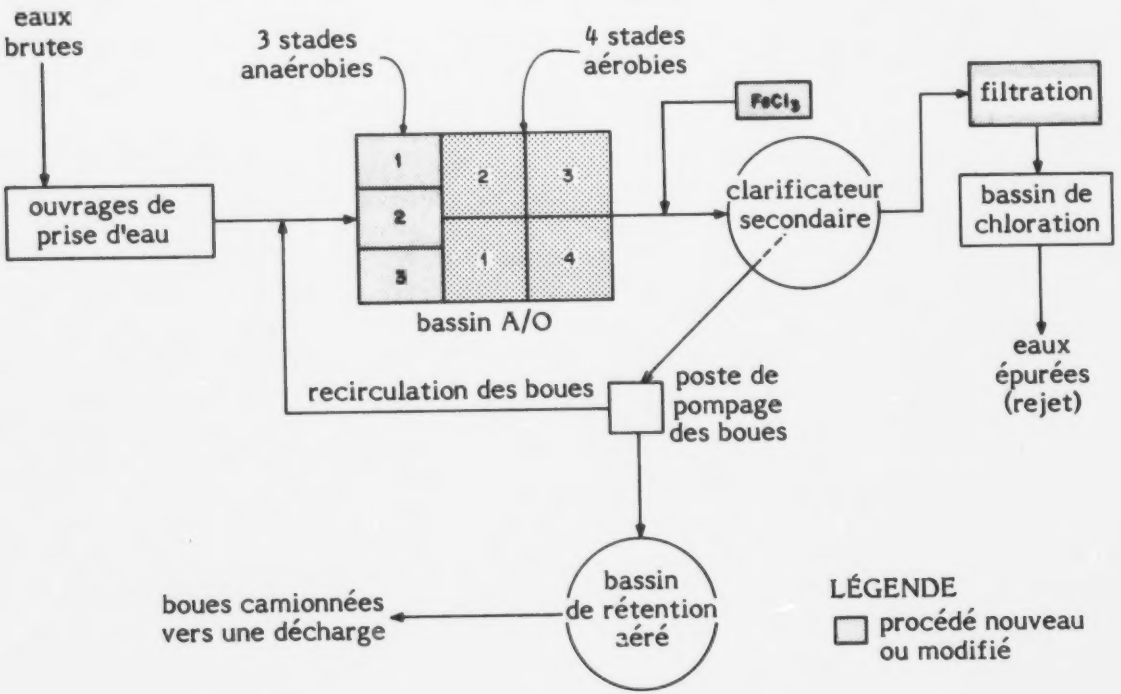
Le TRH (3,4 h) est égal à celui de la station modèle

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1,0 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 13 **Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement classique par boues activées**

TYPE DE STATION MODÈLE: AÉRATION PROLONGÉE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Bassin A/O

- 3 stades anaérobies - TRH: 1,2 h
- 4 stades aérobies - TRH: 2,2 h

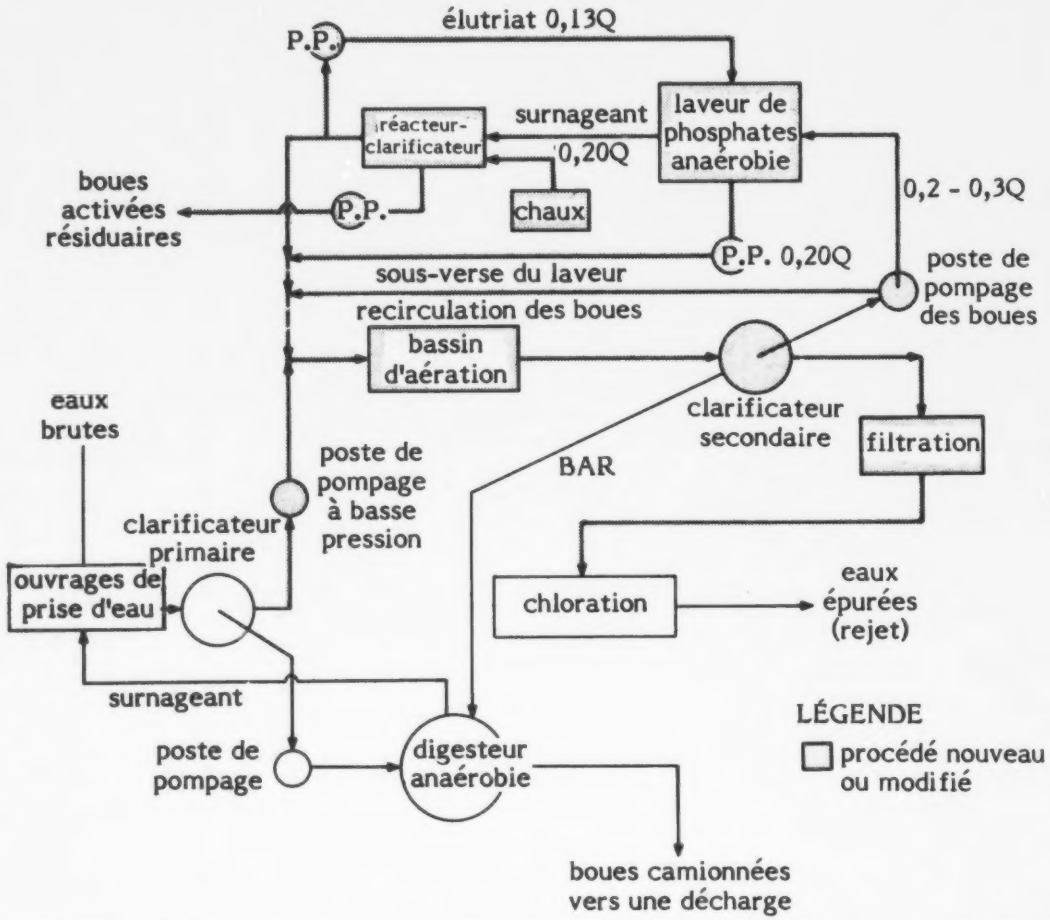
Total TRH: 3,4 h

Note. - $FeCl_3$ ou filtre nécessaire pour atteindre 1,0 mg/l. $FeCl_3$ et filtre nécessaires pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 14 **Conversion au procédé A/O d'une station modèle de traitement par aération prolongée**

TYPE DE STATION MODÈLE: TRAITEMENT PRIMAIRE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Poste de pompage à basse pression

- Capacité en débit de pointe

Bassin d'aération

- Débit de charge organique (g DBO/m^3.h) 13 - 30
- MN/M-O (j^{-1}) 0,2 - 0,5

Clarificateur secondaire

- Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$) 35
- Profondeur de l'évacuateur latéral (m) 3,6 - 4,6

Poste de pompage de boues activées

- Capacité en débit moyen

Laveur de phosphates aérobie

- TRH: 10 h
- Alimentation @ 2 - 30 % du débit moyen

Réacteur-clarificateur

- Vitesse de déversement en surface @ Débit de pointe ($m^3/m^2.j$) 49
- Capacité de pompage de la sous-verse @ 10 - 20 % du débit moyen
- Capacité de pompage de l'élutriat @ 10 - 30 % du débit moyen

Doseur de chaux

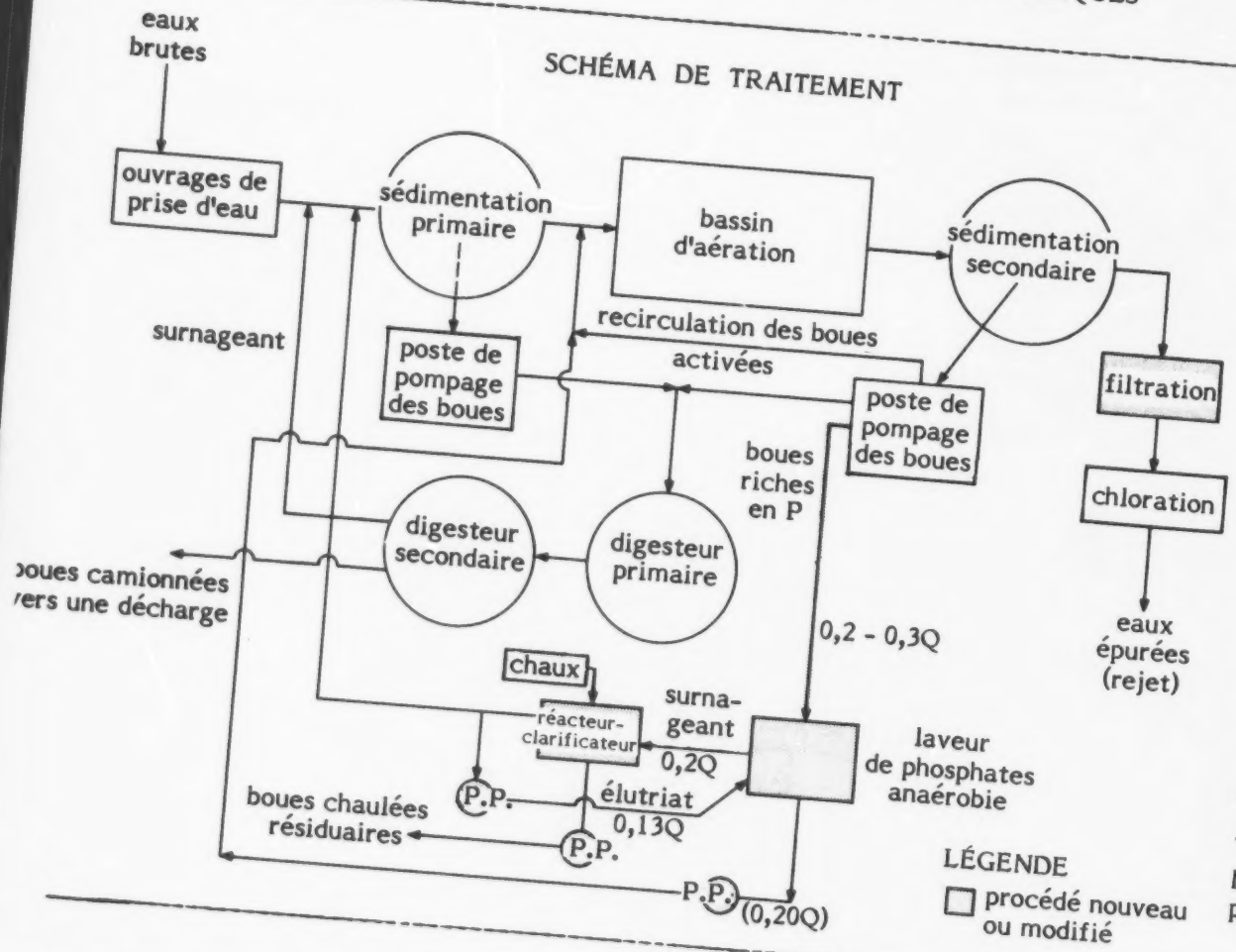
- Chaux hydratée, 240 mg/l

Note. - Seule la filtration est nécessaire pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 15 **Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement primaire**

TYPE DE STATION MODÈLE: BOUES ACTIVÉES CLASSIQUES

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Modifications au poste existant de pompage des boues activées

- Modifications nécessaires pour permettre de diriger les boues vers le laveur de phosphates anaérobie

Laveur de phosphates anaérobie

- TRH: 10 h
- Alimentation @ 20 - 30 % du débit moyen

Réacteur-clarificateur

- Vitesse de déversement en surface @ Débit moyen ($m^3/m^2.j$)
- Capacité de pompage de la sous-verse @ 10 - 20 % du débit moyen
- Capacité de pompage de l'élutriat @ 10 - 30 % du débit moyen

Doseur de substance chimique

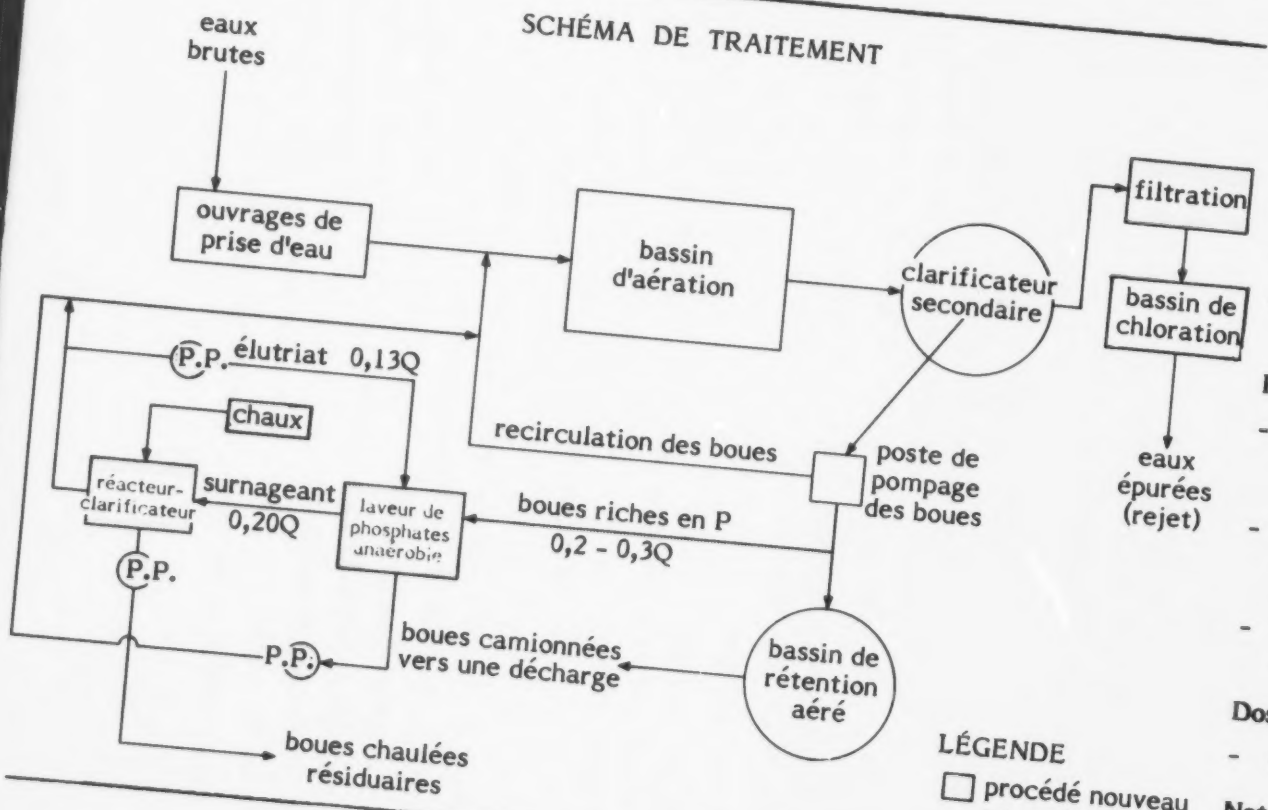
- Chaux hydratée, 240 mg/l

Note. - Seule la filtration est nécessaire pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 16 **Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement classique par boues activées**

TYPE DE STATION MODÈLE: AÉRATION PROLONGÉE

SCHÉMA DE TRAITEMENT



Critères nominaux de la station convertie

Modifications au poste existant de pompage des boues activées

- Modifications nécessaires pour permettre de diriger les boues vers le laveur de phosphates anaérobie

Laveur de phosphates anaérobie

- TRH: 10 h
- Alimentation @ 20 - 30 % du débit moyen

Réacteur-clarificateur

- Vitesse de déversement en surface @ Débit moyen ($m^3/m^2.j$)
- Capacité de pompage de la sous-verse @ 10 - 20 % du débit moyen
- Capacité de pompage de l'élutriat @ 10 - 30 % du débit moyen

Doseur de substance chimique

- Chaux hydratée, 240 mg/l

Note. - Seule la filtration est nécessaire pour atteindre 0,3 mg/l.

Figure 17 **Conversion au procédé Phostrip d'une station modèle de traitement par aération prolongée**

Tableau 15
Index des figures relatives à la conversion à l'EBAP des divers types de station

Procédé d'EBAP	Type de traitement aux stations modèles converties		
	Primaire	Boues activées classiques	Aération prolongée
Bardenpho	Figure 6	Figure 7	Figure 8
UCT	" 9	" 10	" 11
A/O	" 12	" 13	" 14
Phostrip	" 15	" 16	" 16

3.3.3 Liste de l'équipement nécessaire à la conversion aux divers procédés. - En se basant sur les plans de conversion à l'EBAP, on a dressé une liste de l'équipement et des accessoires nécessaires pour compléter la transformation des stations. Cette liste comprenait du matériel tel que les pompes, la tuyauterie, les soufflantes, les mélangeurs, les filtres à lit double, les doseurs de substances chimiques, l'équipement des réacteurs-clarificateurs et le bassin du réacteur biologique. On a dressé une liste semblable de l'équipement nécessaire à la conversion aux procédés d'élimination chimique du phosphore.

3.3.4 Développement des coûts de conversion. - On a développé des courbes des immobilisations et des frais d'E&E pour chaque pièce d'équipement compris dans la liste mentionnée ci-dessus pour une plage de débit allant jusqu'à 40 millions de l/j. Ces courbes sont basées sur les renseignements fournis par le vendeur, sur les données établies par Canviro et celles incluses dans le modèle CAPDET. Les courbes des coûts de l'équipement et des accessoires utilisés réellement dans les stations modèles converties décrites aux paragraphes 3.3.1 et 3.3.2 ainsi que les courbes des coûts de l'équipement supplémentaire, comme les installations de régularisation du débit et les épaississeurs par flottation à l'air dissous - dont on ne s'est pas servi pour les présentes conversions mais qui peuvent être nécessaires dans certains cas - sont annexées au présent rapport. L'annexe contient aussi un index des courbes de coûts indiquant à quel procédé s'applique chacune des courbes.

Les frais entraînés par l'adaptation des stations modèles de façon à permettre l'élimination biologique ou chimique du phosphore ont été établis par sélection du matériel nécessaire à la conversion et par détermination des coûts (immobilisations et frais d'exploitation) de ce matériel d'après la courbe pertinente de coût au débit envisagé. Ces coûts de l'équipement étaient ensuite ajoutés aux coûts de la station modèle établis par le

programme CAPDET. Les modifications appropriées étaient apportées aux dépenses d'élimination des boues pour tenir compte de la différence du taux de production de boues. Lorsque cela s'appliquait, des crédits étaient attribués pour de l'équipement existant ou faisant double emploi. Par exemple, dans les cas où le clarificateur primaire était court-circuité, un crédit de frais d'E&E était attribué, équivalant au coût d'E&E caractéristique du fonctionnement du clarificateur primaire.

Après avoir évalué les coûts de tout le matériel nécessaire à la conversion et avoir attribué tous les crédits pertinents, on a calculé les immobilisations, les frais d'E&E et l'ensemble des frais annuels pour chacune des stations transformées. Les frais d'E&E et les frais annuels globaux ont aussi été exprimés en fonction de la masse de phosphore éliminé ($ par kg de phosphore total éliminé). Nous insistons sur le fait que les frais signalés sont les frais additionnels entraînés par la mise en oeuvre de l'élimination du phosphore et non pas l'ensemble des frais de la station.

3.3.5 Bases des coûts de conversion des stations. - Les bases de coûts utilisées pour développer les courbes de coût d'élimination du phosphore sont, autant que possible, les mêmes que celles ayant servies à l'évaluation du coût des stations modèles. En ce qui a trait aux coûts d'amélioration, les hypothèses suivantes furent posées:

1) Les coûts du chlorure ferrique étaient spécifiés à 0,92 $/kg(Fe), y compris le transport (FOB London, Ontario);
2) Les coûts de la chaux étaient de 77 $ la tonne, y compris le transport (FOB London, Ontario);
3) Le calcul des coûts d'amélioration n'incluait aucun droit d'exploitation sous licence des techniques d'EBAP;
4) Aucun crédit n'était alloué pour l'élimination de l'azote dans les stations d'EBAP où l'élimination de l'azote se faisait en même temps que l'élimination biologique du phosphore (Bardenpho et UCT).

Des détails additionnels concernant la mise au point des courbes de coûts accessoires entraînés par les modifications apparaissent sur les courbes de coût de l'annexe.

3.4 Coûts des nouvelles stations

On a établi des comparaisons des coûts non seulement pour la conversion des stations anciennes aux procédés d'EBAP et à la précipitation chimique mais aussi pour la construction de nouvelles installations. Dans le cas de nouvelles stations, la comparaison des coûts portait sur les cinq agencements suivants:

1) Traitement classique par boues activées avec précipitation chimique du phosphore à l'aide de chlorure ferrique;

2) Procédé Bardenpho;
3) Procédé UCT;
4) Procédé A/O;
5) Procédé Phostrip avec traitement classique non nitrifiant par boues activées.

Les mêmes teneurs limites de rejet en phosphore total (1,0 mg/l et 0,3 mg/l) ont été imposées tant pour les nouvelles installations que pour les installations converties. Les comparaisons des coûts ont été effectuées pour des débits nominaux de 4,5, 13,6 et 36,4 millions de l/j, soit les capacités nominales utilisées dans les exemples de la conversion d'une station de traitement classique par boues activées.

La conception fondamentale et les hypothèses de coûts utilisées dans les cas de conversion ont été reprises pour l'analyse des coûts des stations nouvelles. Le modèle CAPDET et les courbes de coûts présentées dans l'annexe ont été les principales sources des données sur les coûts. Les immobilisations, les frais d'E&E et les frais annuels globaux ont été calculés pour chaque agencement. Les coûts sont ceux de la construction et de l'exploitation de l'installation et non pas les coûts de fonctionnement de la seule composante élimination du phosphore comme c'était le cas pour les stations converties. Les frais d'E&E et les frais annuels globaux ont été calculés en termes de $/kg de phosphore éliminé.

Dans l'analyse des coûts d'une station nouvelle, la sensibilité des coûts de la technique de précipitation chimique simultanée au dosage et au prix de l'agent chimique a été évaluée. La dose chimique nécessaire pour obtenir une teneur limite de 1,0 mg/l a été augmentée de 100 p. 100, à 16 mg Fe/l, et l'impact de cette augmentation sur les frais annuels d'E&E et sur les frais globaux annuels a été évalué. La conséquence d'une hausse de 100 p. 100 du prix d'achat du chlorure ferrique (porté à 1,84 $/kg) sur les frais d'E&E et sur les frais annuels globaux a aussi été évaluée. De plus, l'effet de l'utilisation d'alun dans le procédé de précipitation simultanée a été évalué. Le prix d'achat de l'alun a été établi à 220 $/t (masse sèche), frais de transport inclus; ce prix vaut pour l'ouest du Canada (Calgary) comme pour le sud-ouest de l'Ontario (London). On a posé comme hypothèse que des doses d'alun de 75 mg/l et de 125 mg/l permettaient respectivement d'obtenir des teneurs en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l et de 0,3 mg/l.

4 ÉVALUATION ÉCONOMIQUE DES TECHNIQUES DE DÉPHOSPHORATION

Le présent chapitre donne les coûts de conversion des anciennes installations et de construction des nouvelles pour chaque procédé d'EBAP (Bardenpho, UCT, A/O et Phostrip) ainsi que pour la précipitation chimique simultanée; ces coûts ont été établis de la façon décrite au chapitre 3.

4.1 Coûts de conversion

Comme on l'a déjà mentionné, les coûts de conversion sont les coûts additionnels entraînés par l'élimination du phosphore pour l'obtention d'une des deux teneurs limites de rejet en phosphore total (1,0 mg/l et 0,3 mg/l) pour chaque type de station modèle décrite au chapitre 3. Dans le cas de la limite supérieure, deux scénarios ont été envisagés pour les procédés entièrement biologiques (Bardenpho, UCT, A/O):

1) EBAP avec filtration de l'effluent;
2) EBAP avec addition, au besoin, d'un supplément chimique de façon à obtenir un effluent terminal (rejet) ayant une teneur de 1,0 mg/l en phosphore total.

L'augmentation des immobilisations, des frais d'E&E ($/a) et des frais annuels ($/a) est présentée dans chaque cas. L'augmentation des frais d'E&E et des frais annuels est aussi exprimée en $ par kg de phosphore total éliminé.

4.1.1 Procédé de précipitation chimique. - Le tableau 16 donne les coûts de conversion des stations de traitement primaire à l'élimination du phosphore par précipitation chimique jusqu'à une teneur en phosphore total de 1,0 mg/l. Les coûts de modification d'une station modèle de traitement primaire de façon à atteindre la limite inférieure (0,3 mg/l) par précipitation chimique n'ont pas été établis car cette méthode ne paraissait pas techniquement faisable.

Le tableau 17 présente les coûts de conversion des stations modèles de traitement classique par boues activées à la précipitation chimique simultanée. En combinant la filtration de l'effluent à une augmentation de la dose de substance chimique, la limite inférieure en phosphore (0,3 mg/l) était atteinte. La filtration entraînait une augmentation substantielle (900 000 - 2 898 600 $) des immobilisations requises pour la transformation de la station. L'amortissement de ces investissements étaient à l'origine d'une portion importante de l'augmentation des frais annuels globaux par rapport à ceux suscités par l'élimination jusqu'à la limite supérieure.

Le tableau 18 présente les coûts de conversion des stations modèles de traitement par aération prolongée à la précipitation chimique simultanée. Les observations concernant

les répercussions de la filtration sur les coûts d'élimination jusqu'à la limite inférieure dans les stations de traitement classique par boues activées sont aussi valables dans le cas de la conversion des stations de traitement par aération prolongée.

Tableau 16
Coûts de conversion des stations de traitement primaire à l'élimination chimique du phosphore

		Capacité hydraulique de la station		
		2,3 Ml/j	9,1 Ml/j	36,4 Ml/j
		Teneur limite du rejet en phosphore total		
Coûts	Unités	1,0 mg/l	1,0 mg/l	1,0 mg/l
Immobilisations	$	126 000	132 000	159 600
E&E	$/an	22 900	76 500	294 300
	$/kg ($PT_E$)	6,91	5,76	5,54
Annuels globaux	$/an	39 800	94 100	315 600
	$/kg ($PT_E$)	12,01	7,09	5,95

PT_E: phosphore total éliminé; Ml: million de litres.

4.1.2 Procédé Bardenpho. - Le tableau 19 résume les coûts de conversion des stations modèles de traitement primaire à l'élimination biologique des nutriants selon le procédé Bardenpho. Comme on pouvait s'y attendre, l'addition, selon les besoins, d'un supplément chimique est un mode de traitement terminal beaucoup plus rentable que la filtration sur lit granulaire.

Les coûts de conversion des stations modèles de traitement classique par boues activées à l'élimination biologique des nutriants selon le procédé Bardenpho figurent au tableau 20. Les données concernant les coûts de conversion au procédé Bardenpho des stations modèles de traitement par aération prolongée sont résumées au tableau 21.

La conversion des stations de traitement primaire à l'élimination du phosphore grâce au procédé Bardenpho exige davantage d'immobilisations que l'adaptation des stations de traitement classique par boues activées de même capacité à la même teneur limite en

Tableau 17
Coûts de conversion des stations de traitement classique par boues activées à l'élimination chimique du phosphore

		Capacité hydraulique de la station					
		4,5 Ml/j		13,6 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	129 600	1 012 400	136 200	1 752 900	159 600	3 058 200
E&E	$/an	37 400	82 800	103 900	214 600	253 400	493 300
	$/kg ($PT_E$)	5,64	10,63	5,22	9,18	4,77	7,90
Annuels globaux	$/an	54 800	218 300	122 100	449 200	274 800	902 700
	%/kg (PT_E)	8,27	28,03	6,14	19,22	5,17	14,46

PT_E: phosphore total éliminé.

phosphore total. Les grosses immobilisations requises pour l'adaptation d'une station de traitement primaire sont reliées à la nécessité d'ajouter des composantes servant au traitement biologique (bassin d'aération et appareils de clarification).

D'après les données des tableaux 20 et 21, il y a, dans le cas du traitement secondaire, une économie évidente associée à la capacité de la station convertie. Les frais d'E&E et les frais annuels globaux, calculés d'après le nombre de kilogrammes de phosphore éliminé, diminuent beaucoup à mesure qu'augmente la capacité de la station.

Les coûts de conversion des stations modèles à l'élimination du phosphore selon le procédé Bardenpho sont comparés aux coûts d'une élimination semblable par précipitation chimique à la figure 18 (teneur limite en phosphore total du rejet: 1,0 mg/l) et à la figure 19 (teneur limite en phosphore total du rejet: 0,3 mg/l). Ces comparaisons sont basées sur les frais annuels globaux (par kg de phosphore total éliminé) engendrés par la transformation des stations.

Les données de la figure 18 montrent les avantages monétaires qu'il y a à atteindre la teneur de 1,0 mg/l en phosphore total par addition d'un supplément chimique plutôt que par filtration. Toutefois, dans tous les cas, la précipitation chimique est plus rentable, en

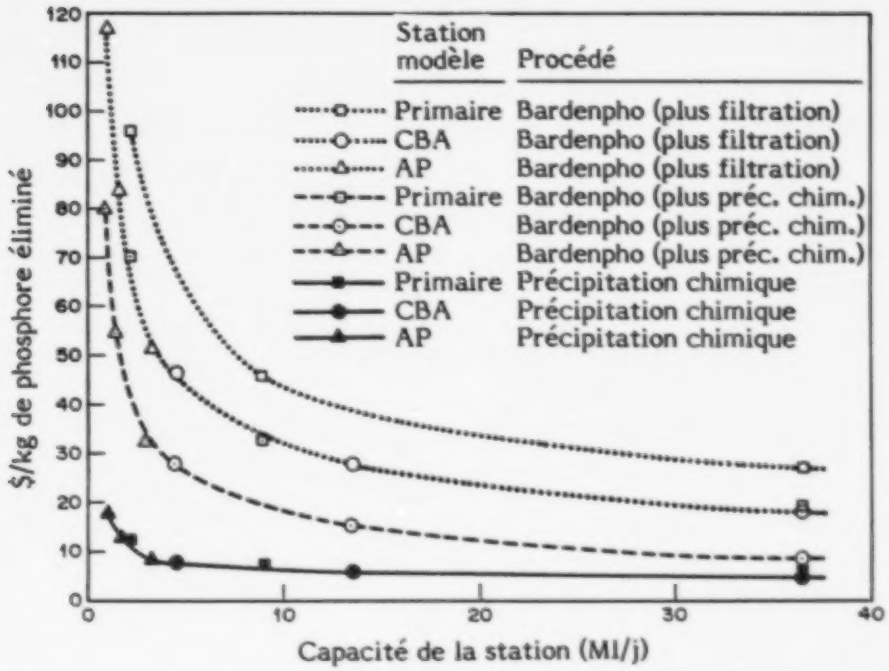


Figure 18 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Bardenpho et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l**

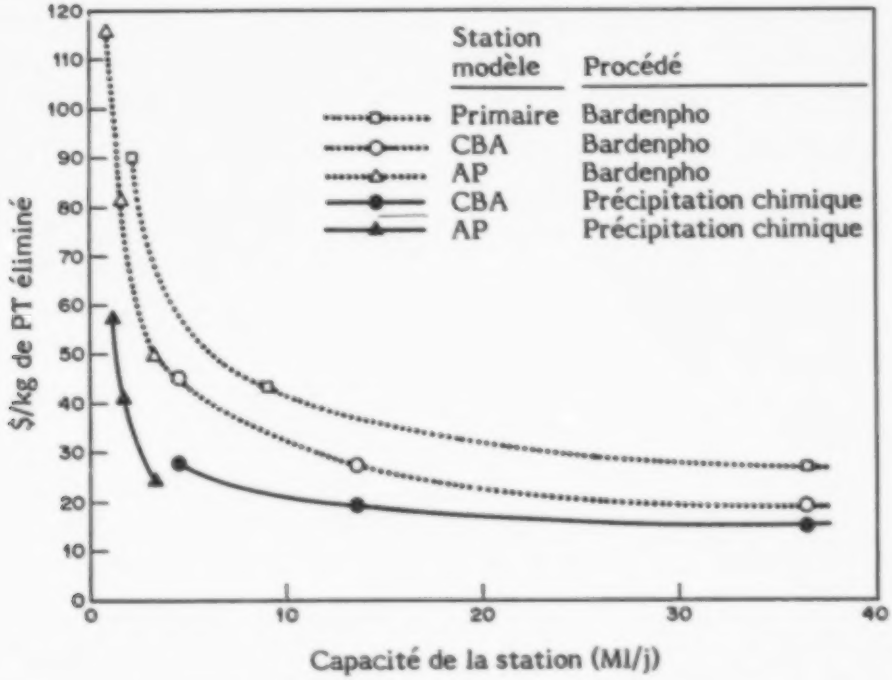


Figure 19 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Bardenpho et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l**

Tableau 18
Coûts de conversion des stations de traitement par aération prolongée à l'élimination chimique du phosphore

		Capacité hydraulique de la station					
		0,91 Ml/j		1,6 Ml/j		3,2 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	124 000	514 000	125 000	600 000	125 000	745 000
E&E	$/an	7 700	20 400	12 300	30 700	21 600	34 500
	$/kg ($PT_E$)	5,79	13,07	5,26	11,18	4,62	6,28
Annuels globaux	$/an	24 300	89 200	29 000	111 000	38 300	134 200
	%/kg (PT_E)	18,28	57,14	12,41	40,44	8,20	24,44

PT_E: phosphore total éliminé.

termes de frais annuels globaux, que l'adaptation au procédé Bardenpho. Dans le cas de la plus grosse station de traitement classique par boues activées (36,4 Ml/j) étudiée, les frais de conversion au procédé Bardenpho les moins élevés représentent environ deux fois ceux de la conversion à la précipitation chimique. Dans ce cas, les frais annuels d'E&E pour l'adaptation au procédé Bardenpho ne s'élèvent qu'à la moitié environ des frais annuels d'E&E entraînés par la conversion à la précipitation chimique. Le fait que la conversion au procédé Bardenpho entraîne des frais annuels globaux supérieurs vient des immobilisations considérables consacrées aux réacteurs biologiques nécessaires au procédé en cinq stades permettant d'assurer l'élimination complète de l'azote. La précipitation chimique ne permet aucune élimination de l'azote.

Comme le montre la figure 19, la situation est analogue lorsque les stations modèles sont modifiées de façon à atteindre la limite inférieure (0,3 mg/l). Dans tous les cas, la précipitation chimique est la méthode de remplacement la plus rentable en fonction des frais annuels globaux. Dans le cas de la station de traitement classique par boues activées ayant la plus grande capacité, l'adaptation au procédé Bardenpho entraîne une augmentation des frais d'environ 32 p. 100. Toutefois, les frais annuels d'E&E propres au

Tableau 19
Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé Bardenpho

		Capacité hydraulique de la station								
		2,3 Ml/j			9,1 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 608 000	1 117 800	1 759 800	3 124 600	1 999 060	3 283 000	7 706 400	4 993 900	7 987 900
E&E	$/an	101 500	85 000	113 000	194 000	163 000	239 700	433 000	361 000	617 600
	$/kg ($PT_E$)	30,63	25,62	29,02	14,62	12,28	15,37	8,16	6,80	9,90
Annuels globaux	$/an	316 900	234 651	348 600	612 300	430 620	679 200	1 464 700	1 029 600	1 675 000
	$/kg ($PT_E$)	95,61	70,71	89,52	46,14	32,44	43,56	27,59	19,39	26,85

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 20
Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé Bardenpho

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 813 200	1 285 500	1 968 700	3 246 000	1 739 400	3 409 400	5 766 000	3 053 500	5 957 500
E&E	$/an	67 600	66 100	91 500	126 500	84 500	193 200	209 100	137 100	393 700
	$/kg ($PT_E$)	19,20	6,95	11,75	6,26	4,24	8,27	3,93	2,58	6,30
Annuels globaux	$/an	310 400	191 400	355 100	559 100	324 100	649 650	981 100	565 900	1 141 300
	$/kg ($PT_E$)	46,83	28,84	45,60	28,12	16,28	27,80	18,46	10,65	19,08

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 21
Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé Bardenpho

		Capacité hydraulique de la station								
		0,91 Ml/j			1,6 Ml/j			3,2 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	918 000	593 800	1 066 800	1 140 000	720 000	1 290 000	1 446 000	852 000	1 596 000
E&E	$/an	39 100	26 100	38 300	43 700	32 700	51 100	48 300	31 300	59 200
	$/kg ($PT_E$)	24,90	19,67	24,54	13,71	14,07	13,62	10,34	6,74	12,78
Annuels globaux	$/an	156 900	106 300	181 100	196 300	129 100	223 300	241 900	145 400	272 900
	$/kg ($PT_E$)	117,38	85,07	116,03	88,04	55,57	31,53	51,77	31,24	64,70

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

procédé Bardenpho sont alors de 20 p. 100 inférieurs aux mêmes frais pour la précipitation chimique.

Comme on l'a mentionné au chapitre 3, les coûts présentés n'incluent aucun droit d'exploitation sous licence du procédé Bardenpho. D'après ce que nous pouvons comprendre maintenant, aucun droit de ce genre ne s'appliquerait au Canada au procédé Bardenpho.

4.1.3 Procédé UCT. - Les coûts de conversion des stations modèles de traitement primaire à l'élimination biologique des nutriants par le procédé UCT sont résumés au tableau 22. Les tableaux 23 et 24 donnent respectivement les coûts de conversion des stations modèles de traitement classique par boues activées et de traitement par aération prolongée.

Les coûts engendrés par la limitation de la teneur en phosphore total à la valeur inférieure (1,0 mg/l) au moyen de la filtration de l'effluent et de l'addition d'un supplément chimique sont indiqués. Comme dans le cas de l'analyse des coûts du procédé Bardenpho, il est beaucoup plus rentable d'ajouter un supplément chimique à l'effluent pour qu'il soit conforme à la norme de qualité, car cette méthode n'entraîne pas les immobilisations élevées que nécessite la filtration.

Dans la plupart des cas, les immobilisations nécessaires à la conversion au procédé UCT et au procédé Bardenpho sont comparables. Les économies permises par l'utilisation d'un réacteur biologique à trois stades dans le procédé UCT, plutôt qu'à cinq stades comme dans le procédé Bardenpho, semblent éliminées par les coûts entraînés par la nécessité de recyclages supplémentaires. Les frais annuels d'E&E sont généralement plus élevés pour la conversion au procédé UCT plutôt qu'au procédé Bardenpho, vu les frais additionnels entraînés par le pompage pour les recyclages ajoutés.

Les frais annuels globaux de conversion des stations modèles au procédé UCT sont comparés aux frais d'adaptation à la précipitation chimique à la figure 20 (teneur limite de 1,0 mg/l) et à la figure 21 (teneur limite de 0,3 mg/l). Comme c'était le cas pour le procédé Bardenpho, la précipitation chimique est plus rentable que le traitement selon le procédé UCT dans toutes les situations évaluées pour ce qui est des frais annuels globaux de conversion. Pour atteindre la teneur limite en phosphore total la plus élevée, l'adaptation au procédé UCT d'une station de traitement classique par boues activées d'une capacité de 36,4 millions de l/j coûte au moins deux fois plus que son adaptation à la précipitation chimique. Pour la teneur limite en phosphore la moins élevée, les avantages monétaires de la précipitation chimique sont réduits.

Le procédé UCT devient moins coûteux, en frais annuels d'E&E lorsque la capacité hydraulique de la station de traitement classique par boues activées se situe entre 4,5 et

Tableau 22
Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé UCT

		Capacité hydraulique de la station								
		2,3 Ml/j			9,1 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 568 800	1 078 000	1 720 000	2 943 600	1 817 800	3 101 800	7 066 800	4 354 300	7 258 300
E&E	$/an	112 000	95 500	123 500	206 000	175 000	251 700	437 800	365 80	622 400
	$/kg ($PT_E$)	33,80	28,78	31,72	15,52	13,18	16,14	8,25	6,89	9,98
Annuels globaux	$/an	322 000	239 800	353 300	600 100	418 400	667 000	1 383 900	948 800	1 594 100
	$/kg ($PT_E$)	97,16	72,27	90,86	45,22	31,52	42,77	26,07	17,87	25,56

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 23
Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé UCT

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 875 600	1 167 900	2 031 100	3 186 000	1 729 400	3 349 400	5 670 000	2 957 500	5 861 500
E&E	$/an	79 200	57 700	103 100	138 500	98 400	207 200	214 900	142 900	397 600
	$/kg ($PT_E$)	11,95	8,69	13,24	6,97	4,95	8,37	4,04	2,69	6,37
Annuels globaux	$/an	330 300	211 400	375 000	565 000	330 000	655 600	974 000	538 853	1 182 300
	$/kg ($PT_E$)	49,83	31,85	48,15	28,41	16,58	28,06	18,33	10,15	18,93

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 24
Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé UCT

		Capacité hydraulique de la station								
		0,91 Ml/j			1,6 Ml/j			3,2 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	934 000	634 800	1 102 800	1 152 000	742 000	1 302 500	1 512 000	918 000	1 662 000
E&E	$/an	43 100	36 100	48 300	52 700	41 700	60 100	60 300	43 290	71 200
	$/kg ($PT_E$)	32,43	27,20	30,94	22,56	17,94	21.89	12,91	9,32	12,97
Annuels globaux	$/an	170 800	121 100	195 900	206 950	139 700	234 400	262 700	166 200	293 700
	$/kg ($PT_E$)	128,52	91,23	125,50	88,57	60,13	85,39	56,23	35,77	53,50

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

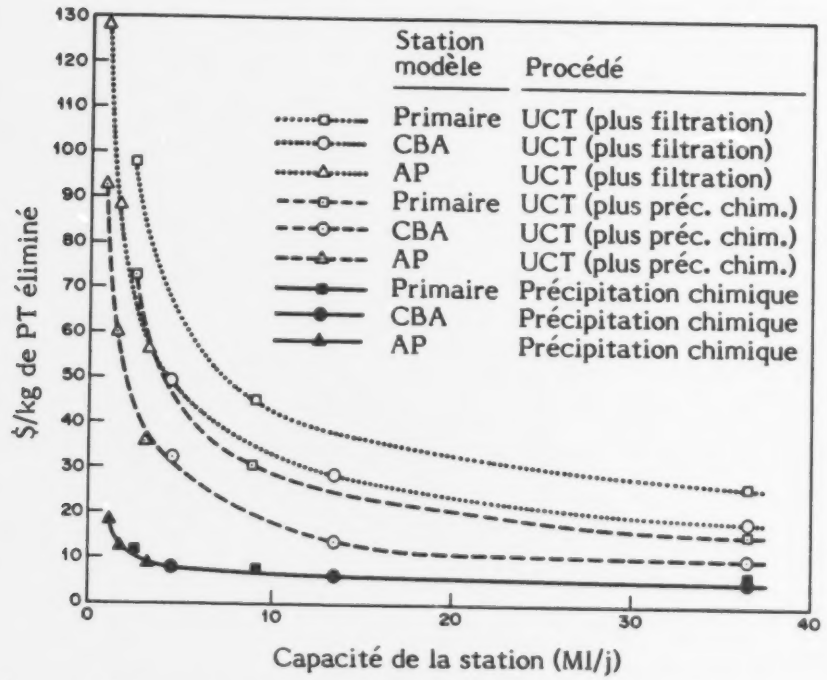


Figure 20 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé UCT et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l**

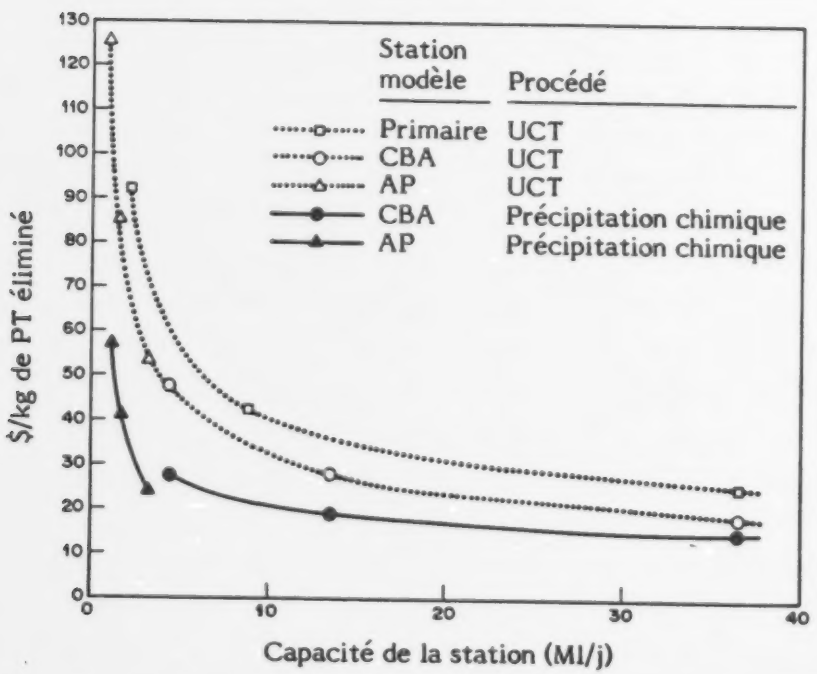


Figure 21 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé UCT et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l**

13,6 millions de l/j et que la teneur limite en phosphore total du rejet est fixée à 0,3 mg/l ou que la teneur limite de 1,0 mg/l est atteinte par addition d'un supplément chimique plutôt que par filtration.

En Amérique du Nord, le procédé UCT est éprouvé en vraie grandeur. Aucun droit d'exploitation sous licence ne s'appliquerait à son utilisation au Canada. Le procédé UCT permet l'élimination biologique de l'azote aussi bien que du phosphore, alors que la précipitation chimique ne permet que l'élimination du phosphore.

4.1.4 Procédé A/O. - Les coûts respectifs de conversion au procédé A/O sont présentés aux tableaux 25, 26 et 27 pour les stations modèles de traitement primaire, de traitement classique par boues activées et de traitement par aération prolongée. Les coûts nécessaires à l'élimination du phosphore total jusqu'à 1,0 mg/l par filtration de l'effluent et par addition d'un supplément chimique sont inclus. Comme c'était le cas pour les deux autres procédés entièrement biologiques d'EBAP (Bardenpho et UCT), l'addition d'un supplément chimique entraîne des économies considérables par rapport à la filtration de l'effluent.

La conversion des stations modèles au procédé A/O exige beaucoup moins d'immobilisations dans tous les cas que l'adaptation aux deux autres méthodes d'élimination entièrement biologiques des nutriants (Bardenpho ou UCT). L'agencement utilisé pour évaluer le procédé A/O consistait en un système à deux stades nécessitant beaucoup moins de capacité de rétention en bassin, de mélange, d'aération et de recyclage que le procédé Bardenpho à cinq stades ou le procédé UCT à trois stades. Dans cet agencement, le procédé A/O ne permet aucune élimination de l'azote; en fait, il faut éviter la nitrification dans la section aérobie du système pour empêcher d'inhiber la libération du phosphore en conditions anaérobies. Pour toutes les situations étudiées, l'adaptation au procédé A/O a aussi été, parmi les méthodes entièrement biologiques, celle entraînant les frais annuels d'E&E les plus faibles. Les frais d'E&E dus à l'élimination de l'azote dans les procédés Bardenpho ou UCT n'entrent pas en ligne de compte dans le procédé A/O. Dans le cas de la station de traitement classique par boues activées à capacité hydraulique la plus grande, il a été possible de limiter la teneur du rejet en phosphore à 1,0 mg/l en l'adaptant au procédé A/O avec addition d'un supplément chimique pour une augmentation de frais d'E&E inférieure à 1 $ par kilogramme de phosphore total éliminé.

Les frais annuels globaux de conversion des stations modèles au procédé A/O sont comparés aux frais entraînés par leur adaptation à la précipitation chimique à la figure 22 (teneur limite en phosphore total: 1,0 mg/l) et à la figure 23 (teneur limite en phosphore total: 0,3 mg/l). L'évidence des avantages monétaires de l'addition d'un agent chimique sur la filtration apparaît à la figure 22.

Tableau 25
Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé A/O

		Capacité hydraulique de la station								
		2,3 Ml/j			9,1 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 140 600	649 300	1 291 800	2 227 000	1 191 400	2 385 400	4 759 200	2 046 700	4 930 700
E&E	$/an	75 500	59 000	87 000	144 000	113 000	189 700	338 000	266 000	522 600
	$/kg ($PT_E$)	22,78	17,78	22,34	10,85	8,51	12,16	6,37	5,01	8,38
Annuels globaux	$/an	228 200	146 000	239 900	442 200	260 450	499 100	975 200	540 000	1 185 400
	$/kg ($PT_E$)	68,56	44,00	66,74	33,32	19,62	32,63	18,37	10,17	19,00

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 26
Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé A/O

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	1 272 600	544 900	1 428 100	2 252 400	795 800	2 415 80	3 828 000	1 113 500	4 109 500
E&E	$/an	37 100	15 600	61 000	66 500	26 500	135 200	115 100	43 100	297 300
	$/kg ($PT_E$)	5,60	2,35	7,83	3,34	1,33	5,79	2,17	0,81	4,77
Annuels globaux	$/an	297 500	58 600	252 200	368 100	133 000	458 600	627 400	198 500	535 900
	$/kg ($PT_E$)	31,31	13,34	32,38	18,51	6,68	19,63	11,81	3,62	13,39

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 27
Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé A/O

		Capacité hydraulique de la station								
		0,91 Ml/j			1,6 Ml/j			3,2 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	757 200	438 000	906 000	895 200	475 200	1 045 200	1 146 600	552 600	1 296 600
E&E	$/an	27 100	20 100	32 300	31 700	20 700	39 100	30 300	13 300	41 200
	$/kg ($PT_E$)	20,39	15,15	20,69	13,57	8,90	14,24	6,49	2.86	7,50
Annuels globaux	$/an	128 300	78 700	133 600	151 500	84 300	179 000	83 800	87 300	214 800
	$/kg ($PT_E$)	96,69	59,33	98,40	64,85	36,29	65,21	39,34	18,79	39,13

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

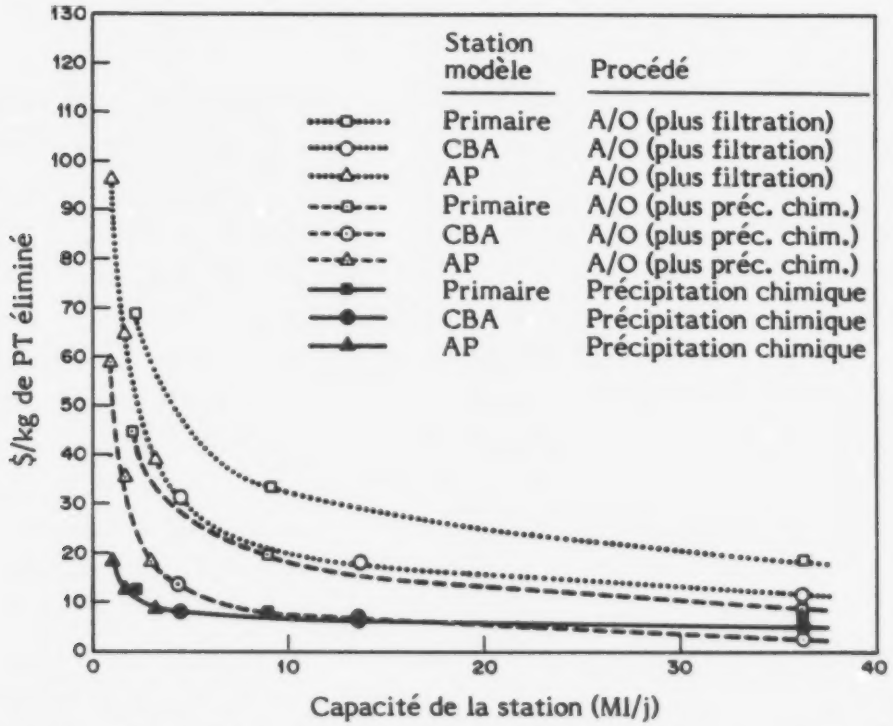


Figure 22 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé A/O à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l**

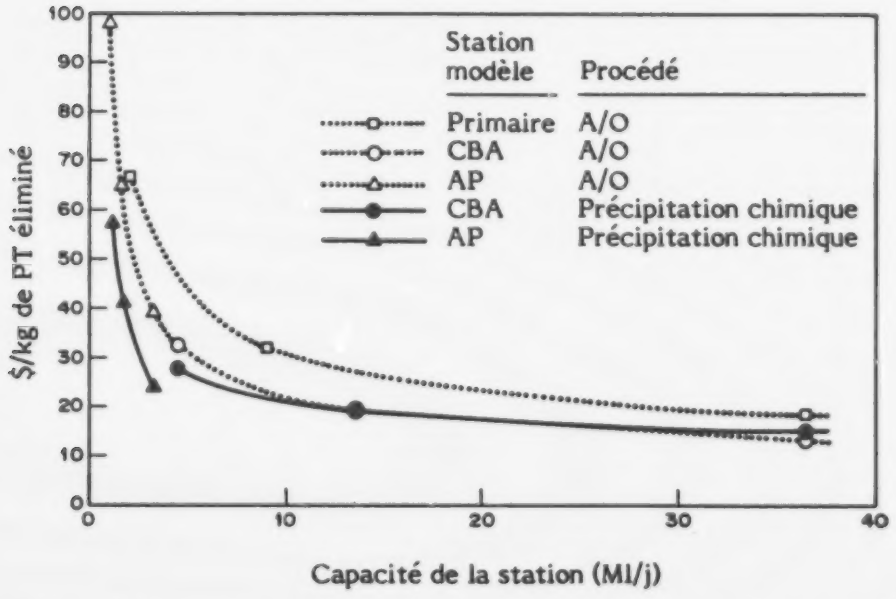


Figure 23 **Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé A/O et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l**

Si l'on considère les frais annuels globaux nécessaires pour limiter la teneur en phosphore total du rejet à 1,0 mg/l, l'élimination chimique du phosphore est beaucoup plus rentable que l'adaptation au procédé A/O pour tous les cas, sauf celui des stations de traitement classique par boues activées avec une capacité hydraulique supérieure à environ 13,3 millions de l/j. Pour un volume supérieur, le procédé A/O devient plus rentable lorsque combiné à l'addition d'un supplément chimique plutôt qu'à la filtration de l'effluent. De même, le procédé A/O devient plus rentable que la précipitation chimique dans les stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique supérieure à 13,6 millions de l/j lorsqu'une limite de 0,3 mg/l en phosphore total est imposée. Les frais annuels entraînés par l'adaptation au procédé A/O de toutes les stations modèles de traitement classique par boues activées étaient inférieurs aux mêmes frais pour la précipitation chimique, quelle que fût la méthode utilisée pour limiter la teneur en phosphore total à 1,0 mg/l. Dans tous les cas, le procédé A/O exigeait un peu plus d'immobilisations que la précipitation chimique, d'où l'impact sur les frais annuels globaux.

Le procédé A/O est breveté par Air Products and Chemicals Inc.; des droits d'exploitation sous licence devraient s'appliquer à son utilisation au Canada. Ces droits, qui ne sont pas inclus dans les coûts présentés aux figures 22 et 23, sont fonction de la capacité hydraulique. Pour une capacité hydraulique de 36,4 millions de l/j, ils augmenteraient les frais annuels globaux de conversion au procédé A/O d'environ 0,90 $ par kilogramme de phosphore éliminé. Malgré ces frais additionnels, il y aurait quand même un léger avantage monétaire à adapter la station au procédé A/O plutôt qu'à la précipitation chimique.

4.1.5 Procédé Phostrip. - Les coûts de conversion des stations modèles au procédé Phostrip dans le cas des stations de traitement primaire, de traitement classique par boues activées et de traitement par aération prolongée sont présentées aux tableaux 28, 29 et 30. Comme on l'a mentionné au chapitre 3, il n'est pas nécessaire, dans le cas du procédé Phostrip, de filtrer l'effluent ni d'ajouter un supplément chimique pour limiter à 1,0 mg/l la teneur en phosphore total du rejet. Par contre, il faut filtrer l'effluent pour atteindre la limite inférieure de 0,3 mg/l.

Les immobilisations requises pour la conversion des stations d'élimination du phosphore au procédé Phostrip varient en fonction de la teneur limite imposée. La réduction de cette limite de 1,0 mg/l à 0,3 mg/l fait augmenter les immobilisations de 50 à 100 p. 100. Cette augmentation est due surtout à l'addition d'un équipement de filtration de l'effluent au schéma de traitement Phostrip. Dans la plupart des cas, les immobilisations nécessaires à la conversion des stations primaires au procédé Phostrip étaient plus élevées que celles pour la conversion au procédé A/O, mais comparables à celles qui sont

Tableau 28
Coûts de la conversion des stations de traitement primaire au procédé Phostrip

		Capacité hydraulique de la station					
		2,3 Ml/j		9,1 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	1 472 100	2 114 100	2 840 400	4 124 400	5 937 600	8 841 600
E&E	$/an	124 000	140 500	280 700	311 700	871 000	943 000
	$/kg ($PT_E$)	37,42	36,08	21,15	19,99	16,41	15,12
Annuels globaux	$/an	321 100	423 500	661 000	863 900	1 666 000	2 126 700
	$/kg ($PT_E$)	96,89	108,76	49,81	55,40	31,38	34,09

Tableau 29
Coûts de la conversion des stations de traitement classique par boues activées au procédé Phostrip

		Capacité hydraulique de la station					
		4,5 Ml/j		13,6 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	867 000	1 750 200	1 377 600	2 997 600	2 101 200	5 005 200
E&E	$/an	108 200	129 700	262 000	302 000	608 400	630 400
	$/kg ($PT_E$)	16,32	16,65	13,18	12,93	11,45	10,90
Annuels globaux	$/an	224 300	364 000	446 400	703 300	889 700	1 350 500
	$/kg ($PT_E$)	33,84	46,74	22,45	30,10	16,74	21,63

Tableau 30
Coûts de la conversion des stations de traitement par aération prolongée au procédé Phostrip

		Capacité hydraulique de la station					
		2,3 Ml/j		9,1 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	410 400	878 400	529 200	1 099 200	740 400	1 484 400
E&E	$/an	39 000	46 000	49 500	60 500	82 000	99 000
	$/kg ($PT_E$)	29,33	29,47	21,19	22,04	17,55	18,03
Annuels globaux	$/an	93 900	163 600	120 300	207 700	181 100	297 700
	$/kg ($PT_E$)	70,63	104,80	51,50	75,66	38,76	54,22

nécessaires pour le procédé Bardenpho. La conversion d'une station de traitement secondaire (traitement classique par boues activées et traitement par aération prolongée) au procédé Phostrip demande moins d'immobilisations que dans le cas du procédé Bardenpho, mais davantage, en général, que dans le cas du procédé A/O. Du point de vue des frais annuels d'E&E, c'est le procédé Phostrip qui, de toutes les techniques d'EBAP évaluées, était le moins rentable, sauf dans le cas des stations de traitement par aération prolongée à faible capacité.

À la figure 24 (limite de 1,0 mg/l) et à la figure 25 (limite de 0,3 mg/l), on compare les frais annuels globaux de conversion des stations modèles au procédé Phostrip et à la précipitation chimique classique. Pour une même limite en phosphore total du rejet, ces frais étaient plus élevés pour l'adaptation de toutes les stations au procédé Phostrip que pour l'adaptation à la précipitation chimique classique. De même, les frais annuels d'E&E entraînés par l'adaptation au procédé Phostrip étaient supérieurs dans tous les cas à ceux nécessités pour la précipitation chimique; par contre, les frais d'E&E étaient moins sensibles à la limite dans le cas du procédé Phostrip que dans celui de la précipitation chimique classique.

La société Biospherics Inc. détient un brevet sur le procédé Phostrip; son utilisation au Canada ferait donc intervenir des droits d'exploitation sous licence qui n'ont pas été inclus dans le calcul des coûts de conversion.

4.1.6 Résumé des frais de conversion. - Les frais annuels globaux ($ par kg de phosphore total éliminé) de conversion aux diverses techniques étudiées figurent aux tableaux 31, 32 et 33. En fonction de ces frais, aucun des procédés d'EBAP (Bardenpho, UCT et A/O) avec filtration de l'effluent ne concurrence la précipitation chimique pour obtenir une teneur limite du rejet de 1,0 mg/l en phosphore total. Le procédé d'EBAP le plus rentable est plus de deux fois plus coûteux que le traitement chimique classique. Pour les stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique d'environ 14 millions de l/j, c'est la conversion au procédé A/O qui est la plus rentable lorsqu'elle se fait avec l'addition d'un supplément chimique. Toutes les autres techniques d'EBAP coûtent au moins deux fois plus, en frais annuels globaux, que la précipitation chimique.

Lorsque l'étude des coûts de conversion se fait en fonction de la teneur limite inférieure en phosphore total du rejet (0,3 mg/l), les techniques d'EBAP font meilleure figure, surtout à grande échelle dans les stations de traitement classique par boues activées. Cependant en se basant sur les frais annuels globaux, seul le procédé A/O est plus rentable que la précipitation chimique.

Tableau 31
Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec filtration)

		Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
Station modèle	Procédé adopté	0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem			12,01			7,09		5,93
	Bardenpho*			93,61			46,14		27,39
	UCT*			97,16			45,22		26,07
	A/O*			68,86			33,32		18,37
	Phostrip			96,89			49,81		31,38
CBA	Chem					8,27		6,19	5,17
	Bardenpho*					46,83		28,12	18,46
	UCT*					49,83		28,01	18,33
	A/O*					31,31		18,51	11,81
	Phostrip					33,84		22,43	16,74
AP	Chem	18,28	12,41		8,20				
	Bardenpho*	117,38	80,08		51,77				
	UCT*	128,52	88,57		56,23				
	A/O*	98,69	66,85		39,36				
	Phostrip	70,63	51,10		38,76				

* Inclut la filtration de l'effluent terminal.

Tableau 32
Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec addition d'un agent chimique)

		Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
Station modèle	Procédé adopté	0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem			12,01			7,09		5,93
	Bardenpho*			70,71			32,96		19,39
	UCT*			72,27			31,32		17,87
	A/O*			49,00			19,62		10,17
	Phostrip			96,89			49,81		31,38
CBA	Chem					8,27		6,19	5,17
	Bardenpho*					25,86		16,28	10,23
	UCT*					31,85		16,98	10,13
	A/O*					13,36		6,68	3,62
	Phostrip					33,84		22,43	16,74
AP	Chem	18,28	12,41		8,20				
	Bardenpho*	80,07	55,57		31,29				
	UCT*	91,23	60,13		35,77				
	A/O*	59,33	36,29		18,79				
	Phostrip	70,63	51,10		38,76				

* Inclut l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 33
Résumé des frais annuels globaux de conversion pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l

		Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
Station modèle	Procédé adopté	0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem								
	Bardenpho			89,52			43,36		26,83
	UCT			90,86			42,77		25,36
	A/O			66,74			32,63		19,00
	Phostrip			108,76			55,60		36,09
CBA	Chem					28,03		19,62	16,46
	Bardenpho					63,60		37,80	19,08
	UCT					98,13		28,06	12,93
	A/O					32,38		19,63	13,39
	Phostrip					46,74		30,10	21,63
AP	Chem	57,16	40,44		26,44				
	Bardenpho	116,03	81,33		49,70				
	UCT	125,90	85,99		53,30				
	A/O	98,40	65,21		39,13				
	Phostrip	104,80	75,66		56,22				

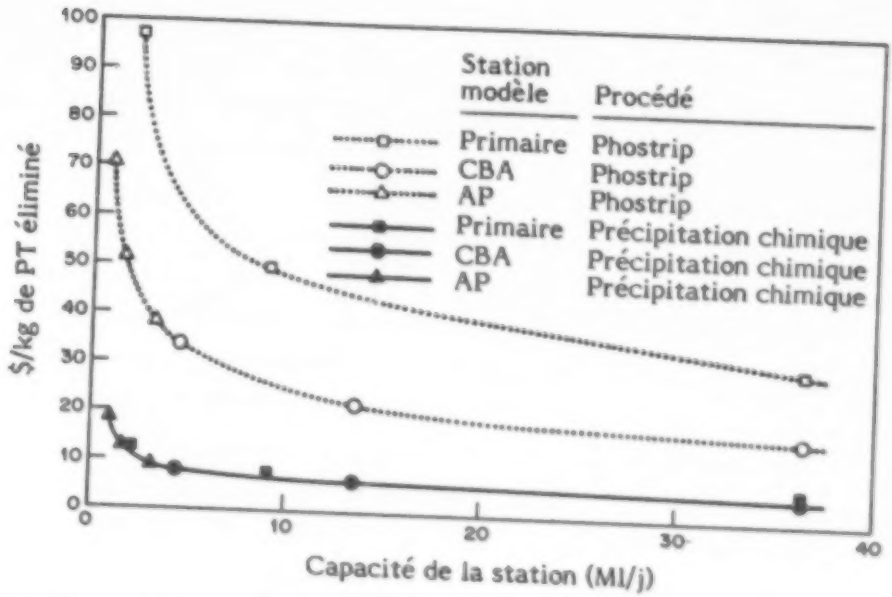


Figure 24 Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Phostrip et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l

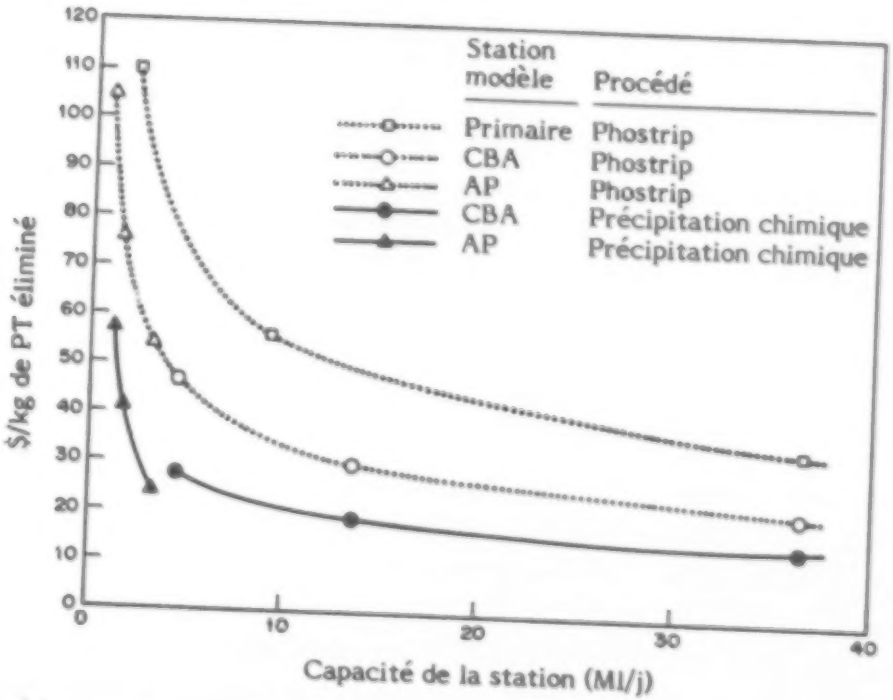


Figure 25 Comparaison des frais annuels globaux de conversion au procédé Phostrip et à la précipitation chimique jusqu'à une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l

Les frais annuels d'E&E ($ par kg de phosphore total éliminé) apparaissent aux tableaux 34, 35 et 36 pour les divers types de conversion évalués. Comme pour le résumé des frais annuels globaux, la filtration de l'effluent et l'addition d'un supplément chimique sont traitées séparément. Les données recueillies montrent que pour tous les procédés d'EBAP, à l'exception du procédé Phostrip, les frais annuels d'E&E sont inférieurs à ceux occasionnés par la précipitation chimique dans les stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique de 36,4 millions de l/j, même lorsque la limite de 1,0 mg/l est atteinte par filtration. Ces procédés entraînent des frais annuels d'E&E inférieurs pour des stations de traitement classique par boues activées ayant un débit de 13,6 millions de l/j, où la limite de 1,0 mg/l est atteinte grâce à l'addition d'un supplément chimique. Pour un débit de 36,4 millions de l/j, le procédé A/O entraîne des frais d'E&E inférieurs de 20 p. 100 aux frais d'E&E de la précipitation chimique.

Lorsqu'une limite de 0,3 mg/l en phosphore total est imposée, les frais annuels d'E&E occasionnés par tous les procédés d'EBAP, sauf le procédé Phostrip, sont inférieurs aux frais correspondants pour la précipitation chimique dans les stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité de 13,6 millions de l/j. Pour cette dernière limite, c'est le procédé A/O qui est le plus rentable, même pour la plus faible capacité hydraulique évaluée (4,5 millions de l/j) dans les stations de traitement classique par boues activées.

4.2 Coûts des nouvelles stations

On a calculé les immobilisations, les frais annuels d'E&E et les frais annuels globaux pour de nouvelles installations respectant les teneurs limites de rejet choisies en ce qui concerne le phosphore total, soit 1,0 mg/l et 0,3 mg/l. Les coûts des quatre procédés étudiés d'EBAP (Bardenpho, UCT, A/O et Phostrip) ont été comparés à ceux d'une station de traitement classique par boues activées avec précipitation chimique simultanée au chlorure ferrique. L'analyse des coûts a été effectuée pour des stations ayant des débits de 4,5, 13,6 et 36,4 millions de l/j.

4.2.1 Précipitation chimique. - Les immobilisations, les frais annuels d'E&E et les frais annuels globaux qu'entraîne une nouvelle station de traitement classique par boues activées avec précipitation chimique simultanée figurent au tableau 37. Les frais annuels globaux d'exploitation de l'installation entière, y compris de la composante élimination du phosphore, variaient de 47,68 $ à 107,35 $ par kg de phosphore éliminé selon la capacité hydraulique de la station et la teneur limite en phosphore imposée. Les frais annuels d'E&E représentaient environ de 40 à 50 p. 100 des frais annuels globaux d'exploitation.

4.2.2 Procédé Bardenpho. - Les immobilisations, les frais annuels d'E&E et les frais annuels globaux exigés par une nouvelle installation de traitement Bardenpho ayant une

Tableau 34

Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec filtration)

Station modèle	Procédé adopté	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
		0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem			6,91			5,76		5,54
	Bardenpho*			30,63			14,62		8,16
	UCT*			33,80			15,52		8,23
	A/O*			22,78			10,83		6,37
	Phostrip			37,42			21,15		16,61
CBA	Chem					5,64		5,28	4,77
	Bardenpho*					10,20		6,26	3,93
	UCT*					11,95		6,97	4,06
	A/O*					5,60		3,36	2,17
	Phostrip					16,32		13,18	11,65
AP	Chem	5,79	5,26		4,62				
	Bardenpho*	26,90	18,71		10,36				
	UCT*	32,63	22,36		12,91				
	A/O*	20,39	13,57		6,69				
	Phostrip	29,35	21,19		17,55				

* Inclut la filtration de l'effluent terminal.

Tableau 35

Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l (avec addition d'un supplément chimique)

Station modèle	Procédé adopté	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
		0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem			6,91			5,76		5,54
	Bardenpho*			25,62			12,28		6,80
	UCT*			28,78			13,18		6,89
	A/O*			17,78			8,51		5,01
	Phostrip			37,42			21,15		16,61
CBA	Chem					5,64		5,28	4,77
	Bardenpho*					6,95		4,24	2,58
	UCT*					8,69		4,95	2,69
	A/O*					2,35		1,33	0,81
	Phostrip					16,32		13,18	11,65
AP	Chem	5,79	5,26		4,62				
	Bardenpho*	19,67	14,07		6,76				
	UCT*	27,20	17,96		9,32				
	A/O*	13,13	8,90		2,86				
	Phostrip	29,35	21,19		17,55				

* Inclut l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 36

Résumé des frais annuels d'E&E pour une conversion permettant de respecter une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,1 mg/l

Station modèle	Procédé adopté	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)							
		Capacité hydraulique de la station (Ml/j)							
		0,91	1,6	2,3	3,2	4,5	9,1	13,6	36,4
Primaire	Chem								
	Bardenpho			29,02			15,37		9,90
	UCT			31,72			16,14		9,98
	A/O			22,34			12,16		8,38
	Phostrip			36,08			19,99		15,12
CBA	Chem					10,61		9,18	7,90
	Bardenpho					11,75		8,27	6,30
	UCT					13,24		8,87	6,37
	A/O					7,83		5,79	4,77
	Phostrip					16,65		12,93	10,90
AP	Chem	13,07	11,18		6,28				
	Bardenpho	24,54	18,62		10,78				
	UCT	30,96	21,89		12,97				
	A/O	20,69	14,24		7,50				
	Phostrip	29,47	22,06		18,03				

capacité hydraulique atteignant 36,4 millions de l/j apparaissent au tableau 38. Les frais qu'entraîne la limitation à 1,0 mg/l de la teneur du rejet en phosphore total par filtration de l'effluent et par addition d'un supplément chimique sont inclus.

Les immobilisations nécessaires à la construction d'une nouvelle station de traitement Bardenpho étaient supérieures de 20 à 50 p. 100 à ceux d'une station de traitement classique par boues activées permettant d'atteindre la même limite de rejet de phosphore. Les frais annuels globaux caractéristiques d'une installation Bardenpho variaient de 52,02 $ à 133,88 $ par kg de phosphore éliminé selon la capacité de la station et la limite de rejet fixée. En général, les frais annuels d'E&E représentaient une plus petite portion des frais annuels globaux (de 30 à 35 p. 100) pour le procédé Bardenpho que pour le traitement classique.

4.2.3 Procédé UCT. - Les immobilisations, les frais annuels d'E&E et les frais annuels globaux exigés par les nouvelles installations UCT sont indiqués au tableau 39. De nouvelles installations UCT nécessitent de 5 à 10 p. 100 moins d'immobilisations que de nouvelles installations Bardenpho analogues. Pour des stations ayant des capacités dépassant 13,6 millions de l/j, les frais annuels d'E&E des installations Bardenpho et UCT étaient presque identiques, bien que l'exploitation à une échelle plus petite des installations UCT fût de 5 à 10 p. 100 moins coûteuse. En se basant sur les frais annuels globaux, le procédé UCT coûtait légèrement moins que le procédé Bardenpho, mais davantage que le traitement par précipitation chimique, quel que fût le débit. Les frais annuels globaux d'exploitation des nouvelles installations UCT variaient de 50,83 $ à 128,15 $ par kg de phosphore éliminé.

4.2.4 Procédé A/O. - Les immobilisations, les frais annuels d'E&E et les frais annuels globaux des nouvelles installations A/O sont indiqués au tableau 40. Les immobilisations nécessaires à la construction de nouvelles installations permettant d'atteindre la teneur limite inférieure en phosphore total étaient moindres dans le cas des stations A/O que dans celui d'une station classique, quel qu'en fût le débit. Dans le cas des stations A/O conçues pour atteindre la teneur limite supérieure en phosphore total, celles procédant par filtration de l'effluent demandaient davantage d'immobilisations que les nouvelles stations de traitement classique; par contre, celles où le traitement se faisait par addition d'un supplément chimique demandaient moins d'immobilisations que les nouvelles stations de traitement classique. Les nouvelles installations A/O entraînaient des frais annuels d'E&E moindres (jusqu'à 10 p. 100) que les nouvelles installations de traitement classique, sauf la station ayant un débit de 4,5 millions de l/j, conçue pour limiter la teneur en phosphore total du rejet à 1,0 mg/l par filtration. En se basant sur les frais annuels globaux, les nouvelles stations A/O conçues pour limiter à 0,3 mg/l la teneur

Tableau 37
Coûts des nouvelles installations: traitement classique par boues activées, avec addition d'un supplément chimique

		Capacité hydraulique de la station					
		4,5 Ml/j		13,6 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	3 015 800	3 898 600	5 201 500	6 818 200	9 194 200	12 092 800
E&E	$/an	269 800	315 200	607 600	718 300	1 300 686	1 540 600
	$/kg ($PT_E$)	40,65	40,42	30,52	30,71	24,50	24,70
Annuels globaux	$/an	673 600	837 100	1 304 000	1 631 200	2 531 600	3 159 600
	$/kg ($PT_E$)	101,49	107,35	65,50	69,73	47,68	50,65

Tableau 38
Coûts des nouvelles installations - procédé Bardenpho

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	4 307 000	3 579 300	4 462 000	7 723 000	6 266 400	7 886 000	14 176 000	11 463 300	14 367 000
E&E	$/an	312 000	290 500	336 000	651 000	611 000	720 000	1 229 000	1 227 000	1 483 000
	$/kg ($PT_E$)	47,01	43,77	43,07	32,71	30,69	30,78	24,44	23,11	23,78
Annuels globaux	$/an	889 000	769 700	933 000	1 685 000	1 450 000	1 776 000	3 197 000	2 761 738	3 407 000
	$/kg ($PT_E$)	133,88	115,98	119,67	84,64	72,83	75,91	60,21	52,02	54,61

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 39
Coûts des nouvelles installations - procédé UCT

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	4 187 000	3 459 300	4 342 000	7 477 000	6 020 400	7 640 000	13 660 000	10 947 500	13 851 000
E&E	$/an	290 000	268 500	314 000	665 000	625 000	734 000	1 305 000	1 233 000	1 489 000
	$/kg ($PT_E$)	43,69	40,46	40,24	33,42	31,39	31,37	24,57	23,22	23,87
Annuels globaux	$/an	850 000	731 600	895 000	1 666 000	1 431 000	1 757 000	3 133 000	2 698 700	3 344 000
	$/kg ($PT_E$)	128,15	110,24	114,79	83,69	71,88	75,10	59,02	50,83	53,60

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

en phosphore total étaient plus rentables que les stations de traitement classique de toute capacité hydraulique; il en allait de même des nouvelles stations A/O conçues pour limiter la teneur en phosphore total à 1,0 mg/l par addition d'un supplément chimique par rapport aux stations classiques à capacité comparable. Les frais annuels globaux d'exploitation de nouvelles installations A/O variaient de 43,26 $ à 117,21 $ par kg de phosphore total éliminé. Les droits d'exploitation sous licence du procédé A/O, qui ne figurent pas au tableau 40, ajouteraient jusqu'à 0,90 $ par kg de phosphore éliminé aux frais annuels globaux d'une station ayant une capacité de 36,4 millions de l/j, soit une augmentation de 2 p. 100.

4.2.5 Procédé Phostrip. - Les coûts de nouvelles installations de traitement par le procédé Phostrip sont indiqués au tableau 41. Les nouvelles installations Phostrip demandaient beaucoup plus d'immobilisations que les nouvelles installations de traitement classique de même grandeur permettant d'atteindre la même limite de rejet, sans tenir compte des droits supplémentaires d'exploitation sous licence qui ne sont pas inclus dans les données. Les procédés Phostrip et Bardenpho demandaient généralement des immobilisations comparables. Les frais annuels d'E&E des stations Phostrip atteignaient des valeurs jusqu'à 15 p. 100 supérieures aux frais d'E&E des nouvelles stations de traitement classique. Les frais annuels globaux des nouvelles stations Phostrip variaient de 55,10 $ à 126,74 $ par kg de phosphore total éliminé selon la capacité de la station, la limite de rejet de phosphore et les droits exclusifs d'exploitation sous licence.

4.2.6 Résumé du coût des nouvelles stations. - On compare aux figures 26 et 27 les frais annuels entraînés par tous les procédés conçus pour limiter à 1,0 mg/l la teneur en phosphore total du rejet. À la figure 26, on compare les coûts des nouvelles stations d'EBAP où l'effluent terminal est filtré pour que sa qualité soit conforme à la norme; la figure 27 donne les coûts des nouvelles stations d'EBAP où la limite de phosphore est atteinte grâce à l'addition d'un supplément chimique. La figure 28 est tracée à partir de données analogues pour les nouvelles installations conçues pour permettre de limiter à 0,3 mg/l la teneur en phosphore total du rejet.

La station classique (traitement classique par boues activées, plus précipitation chimique simultanée) est le système le plus rentable si l'on considère les frais annuels globaux, permettant de limiter à 1,0 mg/l la teneur en phosphore total sur la plage de débit hydraulique évaluée pour la méthode de filtration de l'effluent. Cependant, le procédé A/O devient plus rentable lorsque l'EBAP est complémentée par l'addition d'un supplément chimique. Quelle que soit la voie adoptée pour limiter à 1,0 mg/l la teneur en phosphore total, les procédés Bardenpho et UCT entraînent tous deux des frais annuels globaux plus élevés que la méthode classique. Cependant, contrairement à la technique

Tableau 40
Coûts des nouvelles installations - procédé A/O

		Capacité hydraulique de la station								
		4,5 Ml/j			13,6 Ml/j			36,4 Ml/j		
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)								
Coûts	Unités	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3	1,0*	1,0**	0,3
Immobilisations	$	3 705 000	2 977 300	3 860 000	6 519 000	5 062 400	6 683 000	11 404 000	8 691 500	11 595 000
E&E	$/an	282 000	260 500	306 000	593 000	553 000	662 000	1 205 000	1 133 000	1 389 000
	$/kg ($PT_E$)	42,49	39,25	39,22	29,80	27,78	28,30	22,69	21,34	22,27
Annuels globaux	$/an	778 000	659 100	823 000	1 464 000	1 230 800	1 557 000	2 731 000	2 296 000	2 942 000
	$/kg ($PT_E$)	117,21	99,31	105,48	73,56	61,82	66,54	51,38	43,26	47,1[illegible]

* Le procédé fait intervenir la filtration de l'effluent terminal.
** Le procédé fait intervenir l'addition d'un supplément chimique ($FeCl_3$).

Tableau 41
Coûts des nouvelles installations - procédé Phostrip

		Capacité hydraulique de la station					
		4,5 Ml/j		13,6 Ml/j		36,4 Ml/j	
		Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)					
Coûts	Unités	1,0	0,3	1,0	0,3	1,0	0,3
Immobilisations	$	4 000 000	4 900 000	6 500 000	8 150 000	10 431 000	13 335 000
E&E	$/an	310 000	340 000	675 000	710 000	1 580 000	1 652 000
	$/kg ($PT_E$)	46,77	43,66	33,95	30,39	29,76	26,48
Annuels globaux	$/an	840 000	960 000	1 600 000	1 820 000	2 977 000	3 438 000
	$/kg ($PT_E$)	126,74	123,27	80,46	77,89	56,07	55,10

classique, ces deux procédés permettent d'éliminer l'azote. Lorsqu'une limite en phosphore total plus basse est imposée, le procédé A/O devient plus rentable que la précipitation chimique. Dans ce cas, le procédé Phostrip est le procédé le plus coûteux en fonction des frais annuels globaux entraînés.

Les frais annuels d'E&E pour les divers procédés figurent au tableau 42 (limite de 1,0 mg/l, après filtration), au tableau 43 (limite de 1,0 mg/l, après addition d'un supplément chimique) et au tableau 44 (limite de 0,3 mg/l). D'après ces données, le procédé A/O est le procédé entraînant les frais d'E&E les plus bas quels que soient le débit et la teneur limite en phosphore, sauf à la station ayant un débit de 4,5 millions de l/j, conçue pour limiter la teneur en phosphore à 1,0 mg/l, après filtration de l'effluent. Lorsque la limite la plus basse est imposée, les frais annuels d'E&E de tous les procédés d'EBAP, sauf le procédé Phostrip, sont inférieurs aux frais annuels d'E&E d'une station classique ayant un débit dépassant 13,6 millions de l/j.

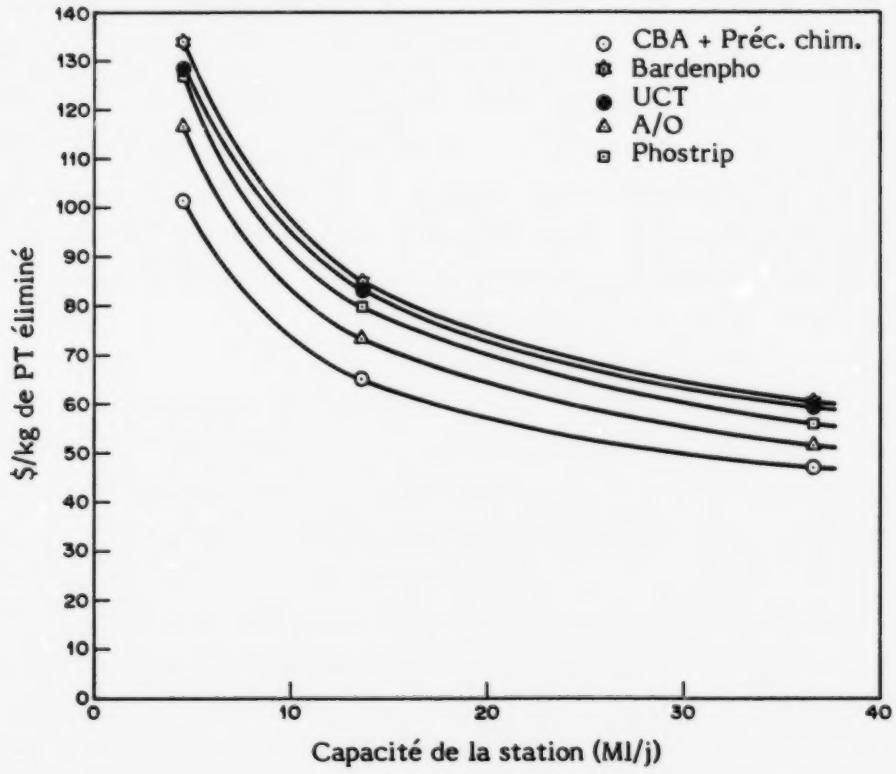


Figure 26 **Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet, après filtration, de 1,0 mg/l**

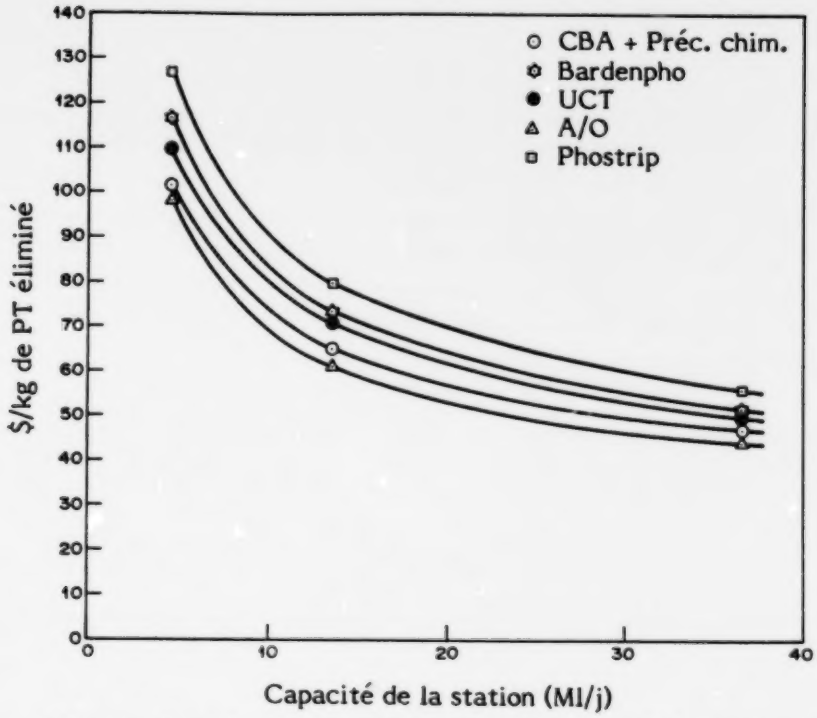


Figure 27 **Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet, après addition d'un supplément chimique, de 1,0 mg/l**

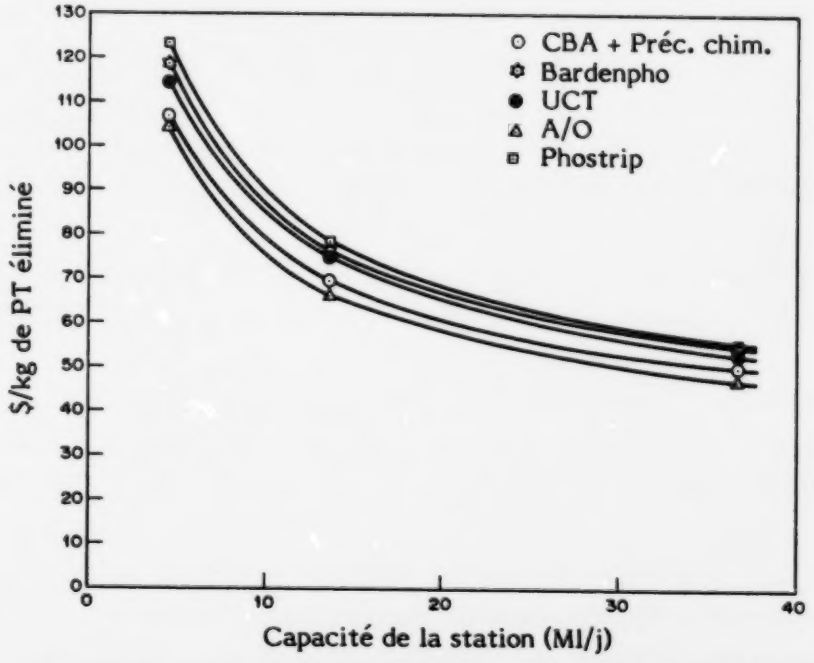


Figure 28 **Comparaison des frais annuels globaux des procédés d'EBAP d'une station nouvelle pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l**

Tableau 42
Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention, après filtration, d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l

	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)		
	Capacité hydraulique de la station (Ml/j)		
Procédé	4,5	13,6	36,4
CBA et préc. chim.	40,65	30,52	25,50
Bardenpho*	47,01	32,71	24,44
UCT*	43,69	33,42	24,57
A/O*	42,49	29,80	22,69
Phostrip	46,77	33,95	29,76

* Avec filtration de l'effluent terminal.

Tableau 43
Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention, avec addition d'un supplément chimique, d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 1,0 mg/l

	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)		
	Capacité hydraulique de la station (Ml/j)		
Procédé	4,5	13,6	36,4
CBA et préc. chim.	40,65	30,52	24,50
Bardenpho*	43,77	30,69	23,11
UCT*	40,46	31,39	23,22
A/O*	39,25	27,78	21,34
Phostrip	46,77	33,95	29,76

* Avec addition d'un supplément chimique.

4.3 Analyse des variations de coûts

Les variations de coûts des systèmes classiques de précipitation chimique ont été évaluées en fonction de la dose, du coût et du type de la substance chimique utilisée (chlorure ferrique ou alun). Cette analyse a été appliquée aux frais annuels globaux et aux

Tableau 44
Frais annuels globaux d'exploitation et d'entretien des nouvelles stations pour l'obtention d'une teneur limite en phosphore total du rejet de 0,3 mg/l

	Frais annuels globaux ($/kg de PT éliminé)		
	Capacité hydraulique de la station (Ml/j)		
Procédé	4,5	13,6	36,4
CBA et préc. chim.	40,42	30,71	24,70
Bardenpho	43,07	30,78	23,78
UCT	40,24	31,37	23,87
A/O	39,22	28,30	22,27
Phostrip	43,66	30,39	26,48

frais annuels d'E&E des nouvelles stations de traitement classique par boues activées où la teneur en phosphore total de l'effluent était limitée à 1,0 mg/l et à 0,3 mg/l en recourant à la précipitation chimique simultanée.

4.3.1 Effets de la dose de supplément chimique et de son coût. - Le tableau 45 résume les effets d'une augmentation de 100 p. 100 de la dose de supplément chimique sur les frais annuels globaux d'une nouvelle station de traitement classique. Le tableau 45 montre aussi les répercussions d'une augmentation de 100 p. 100 du coût du chlorure ferrique - de 0,92 $/kg(Fe) à 1,84 $/kg(Fe) - sur les frais annuels globaux de la même station.

Selon la capacité hydraulique de la station et la limite de rejet de phosphore total imposée, le fait de doubler la dose de substance chimique entraînait une hausse des frais annuels globaux comprise entre 4,2 et 12,0 p. 100. Une augmentation semblable du prix d'achat de la substance chimique provoquait une augmentation des frais annuels globaux variant entre 1,8 et 5,0 p. 100. Les frais annuels globaux étaient plus sensibles à une augmentation de la dose de substance chimique qu'à une augmentation de son coût, à cause des frais accrus d'élimination des boues reliés à l'augmentation du volume des boues qu'impliquait une dose accrue.

Les données montrant les répercussions des augmentations de la dose et du coût du supplément chimique sur les frais annuels d'E&E apparaissent au tableau 46. Comme dans le cas des frais annuels globaux, les frais annuels d'E&E sont plus sensibles à une variation

Tableau 45
Variation des frais annuels globaux en fonction de la dose de supplément chimique et de son coût

	Pourcentage d'augmentation des frais			
	Capacité hydraulique de la station			
	4,5 Ml/j		36,4 Ml/j	
	Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)			
Facteur	1,0	0,3	1,0	0,3
Augmentation de 100 p. 100 de la dose	4,2	8,3	6,0	12,0
Augmentation de 100 p. 100 du coût	1,8	3,0	4,0	5,0

Tableau 46
Variation des frais annuels d'exploitation et d'entretien en fonction de la dose de supplément chimique et de son coût

	Pourcentage d'augmentation des frais			
	Capacité hydraulique de la station			
	4,5 Ml/j		36,4 Ml/j	
	Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)			
Facteur	1,0	0,3	1,0	0,3
Augmentation de 100 p. 100 de la dose	10,6	15,2	16,1	22,8
Augmentation de 100 p. 100 du coût	4,5	6,8	7,5	11,1

de la dose de supplément chimique qu'à une variation de son coût. L'augmentation des frais annuels d'E&E varient entre 10,6 et 22,8 p. 100 lorsque la dose double et entre 4,5 et 11,1 p. 100 lorsque le coût double.

4.3.2 Effets du type de supplément chimique utilisé. - On a comparé, pour une nouvelle station de traitement classique par boues activées, les frais annuels globaux rattachés à l'utilisation d'alun coûtant 220 $ la tonne (masse sèche d'alun) aux frais rattachés à l'utilisation de chlorure ferrique coûtant 0,92 $/kg(Fe). Les résultats figurent au tableau 47.

4.4 Justesse des évaluations de coûts

Les travaux de Pineau et coll. (1984) ont montré que pour six stations d'épuration en vraie grandeur situées au Canada, ayant des capacités hydrauliques comprises entre 0,72 et 136 millions de l/j et procédant selon les divers modes de traitement, le programme CAPDET permettait de prévoir les coûts de construction à ± 20 p. 100 près des coûts réels. Dans le cas des frais annuels d'E&E, le programme CAPDET a été validé pour 24 stations en vraie grandeur - entre autres, des stations de traitement primaire, des stations de traitement classique par boues activées et des bassins aérés dont la capacité variait entre 1,2 et 313 millions de l/j. On a trouvé qu'il permettait de prévoir ces frais à ± 30 p. 100 près.

L'application de ces marges d'erreur - par exemple aux frais pour les nouvelles stations des divers procédés de déphosphoration - mènerait à la conclusion que les

Tableau 47
Variation des frais annuels globaux
en fonction du type de supplément chimique

	Capacité hydraulique de la station			
	4,5 Ml/j		36,4 Ml/j	
	Teneur limite du rejet en phosphore total (mg/l)			
Facteur	1,0	0,3	1,0	0,3
Pourcentage d'augmentation des frais en cas d'utilisation d'alun plutôt que de chlorure ferrique	3,0	2,5	6,0	5,0

différences se situent généralement dans la limite d'erreur des méthodes d'évaluation et qu'il est impossible de prendre une décision définitive quant à la méthode de déphosphoration la plus rentable. Il faut toutefois reconnaître que le programme CAPDET a été conçu comme un instrument de recherche permettant de classer les procédés possibles en fonction de leur rentabilité. McGhee et coll. (1983) concluaient que le programme CAPDET était très efficace en tant qu'instrument de recherche. Le classement de 20 procédés possibles d'après le programme CAPDET était essentiellement identique à celui établi par des méthodes classiques coûteuses, même si chacun des coûts évalués selon le programme ne correspondait pas à celui établi d'après ces méthodes. Un des principaux avantages du programme CAPDET vient de la cohérence avec laquelle des techniques coûteuses sont appliquées; de plus, on suppose que les erreurs d'évaluation des coûts seront généralement de même genre et iront dans la même direction pour chacun des procédés possibles. Même si les prévisions selon CAPDET des immobilisations et des frais d'E&E sont précises à ± 20 et à ± 30 p. 100, il devrait être possible de prévoir avec une plus grande précision le classement des procédés possibles et les différences de coûts entre eux.

Dans le cas de chaque station, les facteurs locaux influent fortement sur la précision des prévisions CAPDET. Comme la présente évaluation des coûts a été effectuée sur un ensemble "de stations modèles", les facteurs locaux n'influent pas sur les coûts relatifs des divers procédés.

5 APPLICATIONS POSSIBLES AU CANADA DE LA CONVERSION À UN PROCÉDÉ D'EBAP

En cas de conversion d'une station, les facteurs influant sur l'applicabilité des procédés d'EBAP ne sont pas uniquement économiques. Le choix final du procédé est aussi affecté par les limites imposées aux rejets de phosphore et d'azote, les caractéristiques des eaux usées, les types et les dimensions des installations en place, ainsi que la connaissance et l'expérience des procédés d'EBAP en comparaison des techniques classiques de précipitation chimique. Dans les paragraphes qui suivent, on traite, entre autres, de ces facteurs en se référant aux facteurs techniques et économiques déjà mentionnés aux chapitres 2 et 4 du présent rapport. La Colombie-Britannique, l'Alberta et l'Ontario sont les seules provinces canadiennes où des normes le moindrement sérieuses concernant l'élimination des nutriants ont été imposées; comme la majorité des installations mécaniques d'épuration des eaux usées (traitement primaire et secondaire) se retrouve dans ces provinces, l'analyse qui suit est centrée sur les possibilités d'y procéder à la conversion à un procédé d'EBAP.

5.1 Teneurs limites en phosphore des rejets

Aux endroits où des normes relatives à l'élimination du phosphore ont été imposées en Ontario et en Alberta, la teneur limite type des rejets a été fixée à 1,0 mg/l (en phosphore total). En Colombie-Britannique, la norme fixe une teneur limite en phosphore total de 1,5 mg/l (Wetter, 1984). Toutes les provinces reconnaissent cependant que les caractéristiques locales peuvent exiger l'adoption de normes plus strictes. Le groupe de travail sur les techniques de gestion du phosphore de la Commission mixte internationale a recommandé de considérer que, à l'avenir, toutes les sources ponctuelles de rejet des eaux usées urbaines dans le bassin des Grands Lacs d'aval soient soumises à des normes de rejet du phosphore total fixant des teneurs comprises entre 0,1 et 0,5 mg/l. Étant donné la sensibilité des eaux réceptrices, les stations d'épuration de certaines municipalités ontariennes - entre autres, la station de dépollution des eaux de la ville de Stratford - doivent déjà satisfaire à des normes plus strictes quant à la teneur limite en phosphore total du rejet.

L'examen technique des procédés d'EBAP a montré que les procédés Bardenpho, UCT et A/O sont capables de limiter la teneur en phosphore total à 1,0 - 2,0 mg/l sans traitement terminal. L'imposition de limites inférieures ou égales à 1,0 mg/l nécessiterait la filtration de l'effluent terminal et/ou l'addition d'un supplément chimique. En Colombie-Britannique, les procédés d'EBAP seuls seraient techniquement applicables dans la

plupart des cas. En Ontario et en Alberta, il serait nécessaire de filtrer l'effluent terminal ou d'y ajouter un supplément chimique pour que les procédés d'EBAP puissent maintenir constamment la teneur en phosphore à 1,0 mg/l. On a trouvé que la filtration de l'effluent exigeait de grosses immobilisations, ce qui éliminait tous les avantages monétaires d'E&E propres aux stations d'EBAP. Si la teneur en phosphore total est limitée à 1,0 mg/l, les procédés Bardenpho, UCT et A/O concurrencent la méthode classique de précipitation chimique uniquement si un supplément chimique est ajouté. Même s'il n'est pas nécessaire d'en filtrer l'effluent, le procédé Phostrip n'est pas compétitif avec la méthode classique permettant de limiter la teneur en phosphore total à 1,0 mg/l.

L'évaluation économique des procédés d'EBAP a montré que, lorsqu'est imposée une teneur limite plus basse en phosphore total - ce qui a été recommandé par la CMI dans le cas de nombreuses stations ontariennes - ces procédés deviennent plus compétitifs avec la précipitation chimique. En fait, pour les stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique de 36,4 millions de l/j, c'est la conversion à un procédé A/O qui était la moins coûteuse. L'imposition d'une teneur limite en phosphore total inférieure à 1,0 mg/l favorisera la mise en oeuvre des procédés d'EBAP, car ces méthodes ont alors des avantages monétaires d'E&E sur la méthode classique de précipitation chimique, surtout dans le cas des stations de traitement classique par boues activées.

5.2 Teneurs limites en azote des rejets

Au Canada, des normes relatives à l'élimination de l'azote n'ont été imposées que dans des cas particuliers où la capacité d'assimilation des eaux réceptrices est faible. D'ordinaire, les teneurs limites en azote sont fixées d'après les teneurs en ammoniaque du rejet afin de limiter l'élimination de l'oxygène dissous des eaux réceptrices, due à la demande azotée, et d'empêcher que le biote des eaux réceptrices ne soit empoisonné par l'ammoniaque. Il est peu fréquent que des normes exigent l'élimination complète de l'azote, qui suppose une dénitrification. À notre connaissance, les seules stations municipales d'épuration où une limite de l'azote total est imposée sont celles d'Orangeville en Ontario et de Kelowna en Colombie-Britannique.

Les procédés d'EBAP tels les procédés Bardenpho et UCT assurent une élimination complète de l'azote, et en fait la dénitrification est un processus nécessaire à l'élimination biologique optimale du phosphore. Les immobilisations et les frais d'E&E plus élevés qu'impliquent les systèmes Bardenpho et UCT sont reliés aux frais additionnels de nitrification et de dénitrification des eaux usées, qui demandent des réacteurs ayant un volume plus grand et une plus grande capacité de transfert de l'oxygène. Pour compenser

leur coût plus élevé, les procédés Bardenpho et UCT produisent un effluent de meilleure qualité que les autres procédés étudiés pour ce qui est de la charge totale en nutriants (azote et phosphore). Lorsque l'élimination de l'azote n'est pas obligatoire, l'amélioration de la qualité de l'effluent peut ne pas justifier les coûts plus élevés de la technologie.

L'imposition d'une norme de rejet d'azote à une station d'épuration ancienne influera beaucoup sur l'analyse des coûts présentée. Dans ces circonstances, les coûts des techniques classiques augmenteront, pouvant dépasser ceux des procédés Bardenpho et UCT. Ce genre d'analyse de coûts n'était pas du domaine de la présente étude. On ne saurait cependant douter du fait que, advenant l'imposition de normes d'élimination de l'azote, les procédés d'EBAP permettant l'élimination de l'azote (Bardenpho, UCT et A/O) deviendront plus intéressants du point de vue des coûts.

Les analyses de coûts présentées ici correspondaient à des systèmes Bardenpho à cinq stades et à des systèmes A/O à deux stades. Il est possible de concevoir des systèmes Bardenpho à trois stades permettant de satisfaire à des normes moins strictes quant à la teneur en azote de l'effluent. La conception des systèmes A/O peut se faire selon un agencement à trois stades lorsque la dénitrification est nécessaire. L'agencement du système aura un impact considérable sur les immobilisations et les frais d'E&E relatifs de chacun des procédés d'EBAP.

5.3 Caractéristiques des eaux usées

Les caractéristiques des eaux usées brutes influent plus sur les procédés d'EBAP (principalement ceux qui permettent l'élimination de l'azote) que sur les procédés classiques de précipitation chimique. Comme on l'a mentionné au chapitre 2, il est nécessaire dans le cas des procédés d'EBAP que la DCO (DBO_5), l'AKT et la teneur en phosphore correspondent à certaines proportions minimales: DCO/AKT $\geqslant 12$ pour les procédés Bardenpho, UCT et A^2/O; DBO_5/P soluble > 10 pour le procédé A/O. Les caractéristiques des eaux usées brutes établies pour la présente étude (paragraphe 1.2) seraient marginales pour la conception d'un procédé d'EBAP, étant donné le faible rapport DCO/AKT de 10. Il pourrait être nécessaire d'ajouter à la DCO des eaux usées brutes un supplément d'acides gras volatils venant d'un digesteur d'acide ou d'un épaississeur de boues et, au moins en partie, de court-circuiter le clarificateur primaire.

Au Canada, c'est l'Ontario qui possède la base de données la plus complète sur les caractéristiques des eaux usées. Les caractéristiques présentées au tableau 48 ont été établies d'après des données recueillies en 1980 dans 90 stations ontariennes de dépollution des eaux. Dans l'hypothèse d'une proportion DBO_5/DCO de 0,4, le rapport moyen DCO/AKT dans les eaux usées ontariennes est de 9,3 et, dans 50 p. 100 des stations de

cette province, le rapport DCO/AKT est inférieur à 7,8. La clarification primaire réduirait encore davantage le rapport DCO/AKT dans les eaux d'entrée de la portion biologique de la station car le traitement primaire élimine davantage de DCO que d'AKT.

Les eaux usées brutes en Ontario ont d'assez faibles teneurs en phosphore total par suite des règlements sur la teneur en phosphore des détergents. La technique d'EBAP a été en grande partie mise au point en Afrique du Sud où la teneur en phosphore des eaux usées brutes est beaucoup plus élevée qu'au Canada, de sorte que les avantages monétaires des procédés d'EBAP sont plus faciles à démontrer. Les frais d'E&E rattachés à la technique classique de précipitation chimique sont fonction de la dose de supplément chimique nécessaire, donc de la teneur en phosphore des eaux usées. L'analyse des variations de coûts a montré qu'une augmentation de 100 p. 100 de la dose entraînerait une augmentation des frais annuels d'E&E pouvant atteindre 22,8 p. 100 dans les nouvelles stations, selon leurs dimensions et la teneur limite en phosphore imposée. Par contre, les frais d'E&E associés aux procédés d'EBAP totalement biologiques sont relativement indépendants de la teneur en phosphore des eaux brutes.

Les caractéristiques des eaux usées au Canada ne favorisent généralement pas la mise en oeuvre des procédés d'EBAP. Plus de 50 p. 100 des stations ontariennes ne seraient pas propices à l'EBAP sans l'addition d'un supplément à la DCO des eaux usées, ce qui augmenterait le coût des procédés d'EBAP et rendrait l'exploitation encore plus complexe. Au Canada, la fréquence de faibles teneurs en phosphore des eaux usées réduit les avantages monétaires des procédés d'EBAP.

Tableau 48
Caractéristiques des eaux usées brutes en Ontario

Paramètre	Teneur (mg/l) moyenne	Médiane
DBO_5 totale	120,0	95,0
Total des MES	180,0	140,0
Phosphore total	6,8	5,8
AKT	32,2	30,6
$N\text{-}NH_3$	20,1	18,2

5.4 Caractéristiques des stations d'épuration des eaux au Canada

L'analyse économique a montré que les procédés d'EBAP sont plus rentables lorsque la station convertie est une station de traitement classique par boues activées ayant un débit

hydraulique supérieur à 13,6 millions de l/j. Les procédés d'EBAP ne peuvent concurrencer la précipitation chimique dans les stations de traitement primaire si la teneur du rejet doit être de 1,0 mg/l. La majorité des stations d'aération prolongée ont des dimensions trop réduites pour que les procédés d'EBAP soient avantagés économiquement; de plus, comme il s'agit de stations en ouvrage unique, il n'est pas facile de les convertir à un procédé d'EBAP.

L'Ontario possède la base de données la plus complète au Canada sur la conception et la capacité de ses stations d'épuration. L'Ontario compte 44 stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique nominale d'au moins 13,6 millions de l/j; toutefois, la charge hydraulique réelle des stations de traitement classique par boues activées n'est en moyenne que de 69 p. 100 de la capacité nominale. Il se peut donc que certaines stations fonctionnent à un débit inférieur à 13,6 millions de l/j.

L'Alberta possède cinq stations de traitement classique par boues activées, dont la capacité varie de 19 à 450 millions de l/j. La déphosphoration n'est imposée qu'à deux de ces stations (Fish Creek et Bonnybrook à Calgary). Les teneurs en phosphore des eaux usées brutes sont environ de 4,5 mg/l et la norme de rejet (1,0 mg/l) est respectée en tout temps grâce à l'addition d'une dose d'alun d'environ 3 mg/l (Spink, 1984).

Kelowna, dans la vallée de l'Okanagan en Colombie-Britannique, est le seul endroit au Canada où un procédé d'EBAP est mis en oeuvre en vraie grandeur. Parmi les autres grosses stations permettant l'élimination du phosphore, citons celles de Penticton (18 millions de l/j), de Kamloops (36,4 millions de l/j), de Salmon Arm (2,7 millions de l/j) et de Whistler (en cours d'agrandissement pour une capacité de 9 millions de l/j). Toutes, sauf celle de Kamloops, sont des stations de traitement classique par boues activées où la déphosphoration se fait par précipitation chimique à l'alun ou à la liqueur de décapage. Cette liqueur est un produit usé venant de Vancouver sans autre coût que les frais de transport (Wetter, 1984). D'après les données de 1977, il existait en Colombie-Britannique 21 stations de traitement par boues activées, dont sept fonctionnaient selon le procédé à forte charge. Il semble que seulement trois des 14 stations de traitement classique auraient une capacité hydraulique nominale dépassant 13,6 millions de l/j.

Les procédés d'EBAP réagissent davantage aux variations de la charge hydraulique et de la teneur en phosphore des eaux usées brutes que les procédés de précipitation chimique. Dans bon nombre des stations d'EBAP, on a procédé à la régularisation du débit, ce qui semble rendre les opérations plus uniformes. Les stations canadiennes de dépollution des eaux possédant des dispositifs de régularisation du débit sont rares. L'installation de ces dispositifs au moment de la conversion à l'EBAP ferait augmenter les immobilisa-

tions au-delà des valeurs présentées au chapitre 4. Des nouveaux exemples de techniques d'EBAP ont aussi montré l'importance de la régularisation du procédé et le besoin de réduire au minimum la ré-aération des eaux usées en amont du réacteur anaérobie. Dans le cas d'une nouvelle usine, l'incorporation de cet élément au moment de la conception n'influera pas beaucoup sur le coût global. En revanche, dans le cas d'une conversion, la mise en oeuvre de la régularisation de l'oxygène dissous et la modification du système hydraulique de façon à diminuer la ré-aération peuvent représenter des coûts considérables dans le cas de certains équipements et agencements. Ces facteurs locaux auront un impact sur le rapport coût-efficacité des procédés d'EBAP dans les stations de traitement classique par boues activées qui semblent susceptibles d'être converties à en juger par leurs dimensions et les caractéristiques de leurs eaux usées. Il est important de noter que la présente analyse des coûts a été effectuée sur des stations modèles, sans qu'il soit tenu compte de tels facteurs.

5.5 Conséquences pour la gestion des boues

Les procédés d'EBAP sont sensibles aux méthodes de manutention des boues venant de matières biologiques usées riches en phosphore. Des conditions anaérobies favorisent la libération du phosphore des boues. Il faut éviter de recycler le surnageant du digesteur anaérobie vers la station d'épuration et procéder à l'épaississement des boues activées résiduaires par flottation à l'air dissous.

Aux installations de traitement Bardenpho de Kelowna, les boues activées résiduaires, épaissies par flottation à l'air dissous et mélangées à des boues primaires épaissies par gravité, servent au compostage à l'extérieur de l'exploitation. En Ontario, la plupart des stations de traitement classique par boues activées procèdent à une digestion anaérobie en deux stades et au recyclage du surnageant du digesteur, rejetant leurs boues sur des sols agricoles. Les directives ontariennes concernant l'utilisation des boues d'égout sur des terres agricoles précisent que seules des boues "traitées" sont acceptables; elles définissent les boues "traitées" comme des boues ayant subi une digestion aérobie ou anaérobie ou un autre procédé de stabilisation. Rares sont les stations ontariennes procédant à l'épaississement des boues résiduaires.

Dans une station ancienne, la mise en oeuvre des procédés d'EBAP peut nécessiter des modifications importantes des techniques de gestion des boues. La meilleure approche quant à la manutention des boues s'ajuste au matériel en place, à la méthode d'élimination utilisée et aux réglementations locales. Dans la présente analyse des coûts, les procédés d'EBAP n'étaient pas désavantagés outre mesure par la spécification de techniques de manutention des boues exigeant de grosses immobilisations et entraînant des frais d'E&E

élevés. Cependant, dans tel cas particulier, la gestion des boues pourra influer fortement sur les coûts de conversion.

5.6 Degré de développement des techniques de déphosphoration

Il y a plus de dix ans que l'élimination du phosphore par précipitation chimique simultanée est répandue au Canada. Cette technique s'est montrée simple et pratique, assurant une conformité constante aux normes de rejet. La compréhension de la chimie du procédé est développée au point que la technique peut être appliquée sans essais poussés en laboratoire, à l'échelle pilote ou en vraie grandeur. Les doses de substance chimique nécessaires sont bien déterminées et l'expérience acquise permet de prévoir facilement leurs effets sur le taux de production de boues.

Les procédés d'EBAP sont relativement nouveaux en Amérique du Nord et, comme le montrent les données d'efficacité présentées au chapitre 2, il y a peu d'exemples de stations où ils permettent de satisfaire sur une base permanente aux objectifs nominaux. Les relations utilisées pour la conception sont en général empiriques et la biochimie des mécanismes de déphosphoration n'est pas entièrement comprise. Il est en général nécessaire de prévoir l'addition d'un supplément et/ou la filtration de l'effluent à moins que des données de "traitabilité" tirées d'études poussées à l'échelle pilote ou en vraie grandeur ne démontrent la fiabilité du procédé. Même alors, il serait recommandé d'intégrer aux procédés d'EBAP un système d'appoint de dosage du supplément chimique. Ces procédés sont beaucoup plus complexes que la technique classique de précipitation chimique; il est donc nécessaire que l'exploitant ait de meilleures connaissances, qu'il soit formé et supervisé et/ou que du matériel de régularisation et de contrôle en direct soit installé. Ces facteurs peuvent, dans certains cas, l'emporter sur les avantages monétaires que pourraient avoir les procédés d'EBAP.

5.7 Possibilités de subventionner les immobilisations

L'analyse économique a montré que les procédés d'EBAP requièrent en général davantage d'immobilisations que la technique classique de précipitation chimique, mais qu'ils entraînent des frais annuels d'E&E inférieurs lorsqu'il s'agit de convertir une station de traitement classique par boues activées. Dans l'ensemble, les frais annuels globaux des procédés d'EBAP sont supérieurs parce que les frais additionnels de financement des immobilisations dépassent les avantages monétaires d'E&E.

La présente analyse des coûts suppose un amortissement des immobilisations à un taux annuel de l'intérêt de 12 p. 100 sur une période de 20 ans. Étant donné les immobilisations plus élevées qui sont reliées à la conversion, les données économiques concernant les procédés d'EBAP sont plus sensibles aux hypothèses relatives à la

subvention d'équipement que dans le cas des techniques classiques. Souvent, les municipalités reçoivent des subventions ou des prêts à faible intérêt couvrant une partie ou l'ensemble des investissements nécessités par les stations d'épuration. La possibilité d'avoir de l'aide à ce chapitre aura un impact considérable sur le rapport coût - efficacité des procédés d'EBAP.

5.8 Résumé

Au Canada, les teneurs limites en nutriants et la taille des stations d'épuration étant ce qu'elles sont, le nombre d'installations adaptables à un procédé d'EBAP est probablement inférieur à quinze. Voici certains des facteurs susceptibles de favoriser une mise en oeuvre plus répandue:

1) L'imposition généralisée de teneurs limites en phosphore total du rejet inférieures ou égales à 0,5 mg/l;
2) L'imposition aux stations d'épuration municipales anciennes de normes relatives à l'élimination de l'azote;
3) Des augmentations considérables du coût du chlorure ferrique en Ontario;
4) Un accroissement de la confiance, chez les exploitants et les organismes de réglementation nord-américains, en la capacité des procédés d'EBAP en vraie grandeur de maintenir en continu la teneur en phosphore total du rejet à 1,0 mg/l;
5) La subvention d'équipement.

L'information recueillie au cours de la présente étude indique que les procédés d'EBAP et les procédés de précipitation chimique devraient être considérés complémentaires plutôt que séparés. Les installations d'EBAP devraient être conçues de façon à réduire biologiquement la teneur en phosphore des eaux usées à une valeur minimale pratique et le phosphore résiduel devrait être éliminé chimiquement jusqu'à la teneur cible. Le doseur de supplément chimique devrait être conçu pour permettre de traiter toute la charge en phosphore des eaux usées de la station, assurant ainsi que les normes de rejet sont toujours respectées.

6 CONCLUSIONS

L'examen technique et les évaluations économiques que comportent la présente étude conduisent aux conclusions suivantes en ce qui concerne les procédés d'élimination biologique du phosphore et leur application éventuelle au Canada.

6.1 Faisabilité technique

1) Parmi les procédés d'EBAP évalués en détail dans le présent rapport, trois, soit Bardenpho, A/O et Phostrip, sont assez au point et sont mis en oeuvre en vraie grandeur en Amérique du Nord. Les installations les plus récentes basées sur ces techniques ont une efficacité plus constante par suite d'une meilleure conception d'ingénierie et d'une plus grande compréhension des mécanismes intervenant dans les procédés d'EBAP. La démonstration du procédé UCT n'a pas encore été faite en vraie grandeur.

2) Chacun des quatre procédés d'EBAP est capable d'un effluent dont la teneur en phosphore total est comprise entre 1,0 et 2,0 mg/l. Si la teneur limite en phosphore est fixée à 1,0 mg/l, les procédés Bardenpho, UCT et A/O nécessitent soit la filtration de l'effluent, soit l'addition d'un supplément chimique pour que soit respectée la norme de rejet. Pour s'assurer qu'une teneur limite de 0,3 mg/l en phosphore total est atteinte, il faut ajouter aux procédés Bardenpho, UCT et A/O une filtration de l'effluent et l'addition d'un supplément chimique. Le procédé Phostrip permet d'atteindre la teneur limite en phosphore total de 1,0 mg/l sans filtration, mais pour atteindre 0,3 mg/l d'une façon constante il est nécessaire de filtrer l'effluent.

3) L'EBAP et la précipitation chimique devraient être considérées comme complémentaires. D'une façon idéale, les installations d'EBAP devraient être conçues pour réduire biologiquement la teneur en phosphore des eaux usées à une valeur minimale pratique et le phosphore résiduel devrait être éliminé chimiquement jusqu'à la limite prescrite. Il est recommandé d'annexer un système d'appoint chimique aux systèmes d'EBAP.

4) Les modes de gestion des boues influent beaucoup sur l'efficacité des procédés d'EBAP, mais l'information sur cette gestion est rare. C'est un domaine auquel il faudra consacrer davantage d'attention.

6.2 Rentabilité des stations converties

1) Si l'on considère les frais annuels globaux, aucun des procédés d'EBAP ne concurrence la précipitation chimique lorsque la teneur en phosphore total de 1,0 mg/l doit être

obtenue par filtration de l'effluent. Lorsqu'on a procédé par addition d'un supplément chimique, c'est le procédé A/O qui s'est révélé le plus rentable dans les stations de traitement classique par boues activées ayant des capacités hydrauliques supérieures à 14 millions de l/j. Les autres procédés d'EBAP coûtaient au moins deux fois plus que la précipitation chimique lorsque la teneur limite en phosphore total du rejet de la station à convertir était fixée à 1,0 mg/l.

2) Lorsque la teneur limite en phosphore total du rejet était fixée à 0,3 mg/l, les procédés d'EBAP faisaient meilleure figure, en particulier dans les stations de traitement classique par boues activées de grande taille. Malgré cela, si l'on se base sur les frais annuels globaux, seul le procédé A/O était plus rentable que la précipitation chimique.

3) Les frais annuels d'E&E de tous les procédés d'EBAP, sauf le procédé Phostrip, étaient inférieurs aux frais d'E&E de la précipitation chimique dans les cas de conversion de stations de traitement classique par boues activées ayant une capacité hydraulique de 36,4 millions de l/j, quelle que fût la teneur limite en phosphore total du rejet.

6.3 Rentabilité des nouvelles stations d'EBAP

1) Si l'on considère les frais annuels globaux, c'est la technique classique de précipitation chimique simultanée qui, complétée par la filtration de l'effluent, était la technique la plus rentable lorsqu'il s'agissait d'abaisser à 1,0 mg/l la teneur en phosphore total du rejet. Le procédé A/O deviendrait plus rentable si on procédait à l'addition d'un supplément chimique ou si la teneur limite en phosphore total était plus basse.

2) En ce qui a trait aux frais annuels d'E&E, le procédé A/O était le moins coûteux, quelles que fussent le débit et la teneur limite en phosphore du rejet, sauf à la station ayant une capacité de 4,5 millions de l/j, conçue pour atteindre la teneur limite de 1,0 mg/l par filtration de l'effluent.

3) Lorsque la teneur limite en phosphore total du rejet était de 0,3 mg/l, tous les procédés d'EBAP, sauf le procédé Phostrip, entraînaient des frais annuels d'E&E inférieurs à ceux d'une station de traitement classique lorsque la capacité hydraulique dépassait 13,6 millions de l/j.

6.4 Applicabilité aux stations canadiennes de la conversion à un procédé d'EBAP

1) Au Canada, les normes de rejet, les stations anciennes et les caractéristiques des eaux usées étant ce qu'elles sont, il y a un très petit nombre de stations d'épuration des eaux usées qui seraient susceptibles d'une conversion à l'EBAP.

2) Voici certains des facteurs qui pourraient aider à répandre l'utilisation de l'EBAP:
   a) l'imposition généralisée d'une teneur limite en phosphore total du rejet inférieure ou égale à 0,5 mg/l;
   b) l'imposition de normes relatives à l'élimination de l'azote;
   c) une augmentation considérable du coût des substances chimiques;
   d) une augmentation de la confiance en l'efficacité des procédés d'EBAP.
3) Des facteurs locaux peuvent avoir un impact considérable sur les coûts relatifs des procédés d'EBAP et de précipitation chimique d'une station à l'autre. La variation des coûts de conversion des stations par rapport à ces facteurs a besoin d'être évaluée de façon plus approfondie.

BIBLIOGRAPHIE*

Anon. (undated), "Low Cost Phosphorus Removal through Biological Concentration". Brochure, Biospherics Incorporated, Rockville, MD.

Barnard, J.L., Stevens, G.M. and Leslie, P.J. (1984), "Design Strategies for Nutrient Removal Plant". Presented at the Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater IAWPRC Post-Conference Seminar, Paris.

Black, S.A. (1980), "Experience with Phosphorus Removal at Existing Ontario Municipal Wastewater Treatment Plants". Chapter 13, Phosphorus Management Strategies for Lakes, Loehr, Martin and Rast, editors; Ann Arbor Science Publishers.

Bundgaard, E., Kristensen, G.H. and Arvin, E. (1983), "Full-Scale Experience with Phosphorus Removal in an Alternating System". Wat. Sci. Technol., 15, 197.

Canviro Consultants Ltd. (1983), "Detailed Review of Thirty Municipal Wastewater Treatment Facilities in the Great Lakes Basin". Report prepared for Work Group III, Municipal Abatement Task Force, International Joint Commission, Windsor, Ontario.

Deakyne, C.W., Patel, M.A. and Krichten, D.J. (1984), "Pilot Plant Demonstration of Biological Phosphorus Removal". J. Wat. Pollut. Control Fed., 56, 867.

Ekama, G.A., Marais, G.v.R. and Siebritz, I.P. (1984), "Biological Excess Phosphorus Removal". Chapter 7 in Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes. Water Research Commission, Pretoria, RSA.

Harris, R.W., Cullinane, Jr., M.J. and Sun, P.T. (1982), "Process Design and Cost Estimating Algorithms for the Computer Assisted Procedure for Design and Evaluation of Wastewater Systems (CAPDET)". Prepared for U.S. Environmental Protection Agency by the Environmental Engineering Division of the U.S. Army Engineering Waterways Experiment Station, Vicksburg, Mississippi.

Hong, S-N, Kisenbauer, K.S., Hartzog, D.G. and Fox, V.G. (1981), "A Biological Wastewater Treatment System for Nutrient Removal". Presented at 54th Ann. Conf. Wat. Pollut. Control Fed., Detroit, MI.

IJC, Municipal Task Force (1983), "A Review of the Municipal Pollution Abatement Programs in the Great Lakes Basin". Report to the Great Lakes Water Quality Board by the Municipal Abatement Task Force of the Water Quality Programs Committee, International Joint Commission, Windsor, Ontario.

Irvine, R.L., Stensel, H.D. and Alleman, J.E. (1982), "Summary Report, Workshop on Biological Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment". Contract 68-03-3140, U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio.

Lamb, J.C. III (1984), "Biological Phosphorus Removal : Current Status and Future Prospects". Report to Soap and Detergent Assoc., New York.

---

* Liste reproduite de l'édition anglaise.

Marais, G.v.R. and Ekama, G.A. (1982), "The Activated Sludge Process - Part I Steady State Behaviour". Selected Papers on Activated Sludge Process Research at the University of Cape Town, Capetown, RSA.

McGhee, T.J., Mojgani, P. and Vicidomina, F. (1983), "Use of EPA's CAPDET Program for Evaluation of Wastewater Treatment Alternatives". J. Wat. Poilut. Control Fed., 55, 35.

Miyamoto-Mills, J., Larson, J., Jenkins, D. and Owen, W. (1983), "Design and Operation of a Pilot-Scale Biological Phosphate Removal Plant at Central Contra Costa Sanitary District". Wat. Sci. Tech., 15, 153.

Oldham, W.K. (1984), "Full-Scale Optimization of Biological Phosphorus Removal at Kelowna, Canada". Presented at the Enhanced Biological Phosphorus Removal from Wastewater IAWPRC Post-Conference Seminar, Paris.

Ontario Ministry of the Environment (1984), Guidelines for the Design of Sewage Treatment Works. Toronto, Ontario.

Paepcke, B.H. (1983), "Performance and Operational Aspects of Biological Phosphate Removal Plants in South Africa". Wat. Sci. Tech., 15, 219.

Paepcke, B.H. (1985), "Introduction to Biological Phosphorus Removal". Technology Transfer Seminar on Biological Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment, Penticton, British Columbia.

Pierano, L.E. (1977), "Low Cost Phosphorus Removal at Reno-Sparks, Nevada". J. Wat. Pollut. Control Fed., 49, 568.

Pineau, M., Côté, P. and Villeneuve, J.P. (1985), "Estimation of Wastewater Treatment Costs: Evaluation of the CAPDET Model for Canadian Conditions". Canadian Journal of Civil Engineering, 12, 483.

*Prested, B.P., Shannon, E.E. and Rush, R.J. (1977), "Development of Prediction Models for Chemical Phosphorus Removal, Volume I". Canada-Ontario Agreement Research Report No. 68, Environmental Protection Service, Environment Canada, Ottawa, Ontario.

Schmidtke, N.W. (1980), "Sludge Generation, Handling and Disposal at Phosphorus Control Facilities in Ontario". Characterization, Treatment and Use of Sewage Sludge, Proceedings of the Second European Symposium, Vienna.

Schmidtke (N.W. (1980), "Nutrient Control Technology - The Canadian Connection". International Seminar on Control of Nutrients in Municipal Wastewater Effluents, San Diego, CA.

Sell, R.L., Krichten, D.J., Noichl, O.J. and Hartzog, D.G. (1981), "Low Temperature Biological Phosphorus Removal". Presented at 54th Ann. Conf. Wat. Pollut. Control Fed., Detroit, MI.

Siebritz, I.P., Ekama, G.A., and Marais, G.v.R. (1982), "A Parametric Model for Biological Excess Phosphorus Removal". Wat. Sci. Tech., 15, 127.

---

* La version française peut être obtenue sur demande.

Skodje, M.T. (1985), Rochester, MN, Personal Communication.

Spink, D. (1984), Alberta Environment, Personal Communication.

Stensel, H.D., Sakakibara, N., Refling, D.R. and Burdick, C.R. (1980), "Performance of First U.S. Full-Scale Bardenpho Facility". International Seminar on Control of Nutrients in Municipal Wastewater Effluents, San Diego, CA.

Walsh, T.K., Behrman, B.W., Weil, G.W. and Jones, E.R. (1983), "A Review of Biological Phosphorus Removal Technology". Presented at the 56th Annual Conf. Wat. Pollut. Control Fed., Atlanta, GA.

Wetter, D. (1984), B.C. Waste Management Branch, Personal Communication.

ANNEXE
COURBES DES FRAIS DE CONVERSION AUX DIVERS PROCÉDÉS

Index des courbes de coût de l'équipement utilisé pour la conversion d'une station

Numéro de la figure	Courbe	Conversion		
		Type de station modèle*	Procédé d'élimination du phosphore	Limite de rejet de PT (mg/l)
A-1	Poste de pompage - Immobilisations	Primaire	Bardenpho UCT A/O	0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-2	Poste de pompage - E&E	Primaire	Bardenpho UCT A/O	0,3: 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-3	Tuyauterie de transvasement du bassin - Immobilisations	Primaire et BAC	Bardenpho UCT A/O	0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-4	Nouveau bassin A/O - Immobilisations	Primaire	A/O	0,3; 1,0
A-5	Conversion d'un bassin à BAC au procédé A/O - Immobilisations	BAC	A/O	0,3; 1,0
A-6	Conversion d'un bassin d'AP au procédé A/O - Immobilisations	AP	A/O	0,3; 1,0
A-7	Mélangeurs nécessaires au procédé A/O - Immobilisations	Tous	A/O	0,3; 1,0
A-8	Souffleries nécessaires au procédé A/O - Immobilisations	Tous	A/O	0,3; 1,0
A-9	Bassin A/O - E&E	Tous	A/O	0,3; 1,0
A-10	Filtre de l'effluent terminal - Immobilisations	Tous	Bardenpho UCT A/O Phostrip Préc. chimique	0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3 0,3

* BAC: boues activées classiques; AP: aération prolongée

Index des courbes (suite)

Numéro de la figure	Courbe	Conversion		
		Type de station modèle*	Procédé d'élimination du phosphore	Limite de rejet de PT (mg/l)
A-11	Filtre de l'effluent terminal - E&E	Tous	Bardenpho UCT A/O Phostrip Préc. chimique	0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3 0,3
A-12	Élimination chimique du P - Immobilisations	Tous	Bardenpho UCT A/O Préc. chim.	0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-13	Élimination chimique du P - E&E	Tous	Préc. chim.	0,3; 1,0
A-14	Nouveau bassin A/O - Immobilisations	Primaire	Bardenpho	0,3; 1,0
A-15	Conversion d'un bassin d'aération à BAC au procédé Bardenpho - Immobilisations	BAC	Bardenpho	0,3; 1,0
A-16	Conversion d'un bassin d'AP au procédé Bardenpho - Immobilisations	AP	Bardenpho	0,3; 1,0
A-17	Mélangeurs nécessaires au procédé Bardenpho - Immobilisations	Tous	Bardenpho	0,3; 1,0
A-18	Souffleries nécessaires aux procédés Bardenpho/UCT - Immobilisations	Tous	Bardenpho UCT	0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-19	Souffleries nécessaires aux procédés Bardenpho/UCT - E&E	Tous	Bardenpho UCT	0,3; 1,0 0,3; 1,0
A-20	Recyclage interne (Bardenpho) - Immobilisations	Tous	Bardenpho	0,3; 1,0
A-21	Recyclage interne (Bardenpho) - E&E	Tous	Bardenpho	0,3; 1,0

* BAC: boues activées classiques; AP: aération prolongée

Index des courbes (suite)

Numéro de la figure	Courbe	Conversion		
		Type de station modèle*	Procédé d'élimination du phosphore	Limite de rejet de PT (mg/l)
A-22	Bassin d'aération à BAC - Immobilisations	Primaire	Phostrip	0,3; 1,0
A-23	Bassin d'aération à BAC - E&E	Primaire	Phostrip	0,3; 1,0
A-24	Clarificateur secondaire - Immobilisations	Primaire	Phostrip	0,3; 1,0
A-25	Clarificateur secondaire - E&E	Primaire	Phostrip	0,3; 1,0
A-26	Bassin du laveur (Phostrip) - Immobilisations	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-27	Bassin du laveur (Phostrip) - E&E	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-28	Tuyaux de sous-verse (Phostrip) - Immobilisations	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-29	Tuyaux de sous-verse (Phostrip) - E&E	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-30	Réacteur-clarificateur (Phostrip) - Immobilisations	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-31	Réacteur-clarificateur (Phostrip) - E&E	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-32	Système de dosage de la chaux - Immobilisations	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-33	Système de dosage de la chaux - E&E	Tous	Phostrip	0,3; 1,0
A-34	Nouveau bassin UCT - Immobilisations	Primaire	UCT	0,3; 1,0
A-35	Conversion d'un bassin d'aération à BAC au procédé UCT - Immobilisations	BAC	UCT	0,3; 1,0

* BAC: boues activées classiques; AP: aération prolongée

Index des courbes (suite)

Numéro de la figure	Courbe	Conversion		
		Type de station modèle*	Procédé d'élimination du phosphore	Limite de rejet de PT (mg/l)
A-36	Conversion d'un bassin d'AP au procédé UCT - Immobilisations	AP	UCT	0,3; 1,0
A-37	Mélangeurs nécessaires au procédé UCT - Immobilisations	Tous	UCT	0,3; 1,0
A-38	Recyclage interne (UCT) - Immobilisations	Tous	UCT	0,3; 1,0
A-39	Recyclage interne (UCT) - E&E	Tous	UCT	0,3; 1,0
B-1	Régularisation du débit - Immobilisations	Courbes des coûts supplémentaires		
B-2	Régularisation du débit - E&E	Courbes des coûts supplémentaires		
B-3	Bassin de chloration - Immobilisations	Courbes des coûts supplémentaires		
B-4	Bassin de chloration - E&E	Courbes des coûts supplémentaires		
B-5	Épaississeur par flottation à l'air dissous - Immobilisations	Courbes des coûts supplémentaires		
B-6	Épaississeur par flottation à l'air dissous - E&E	Courbes des coûts supplémentaires		

* BAC: boues activées classiques; AP; aération prolongée

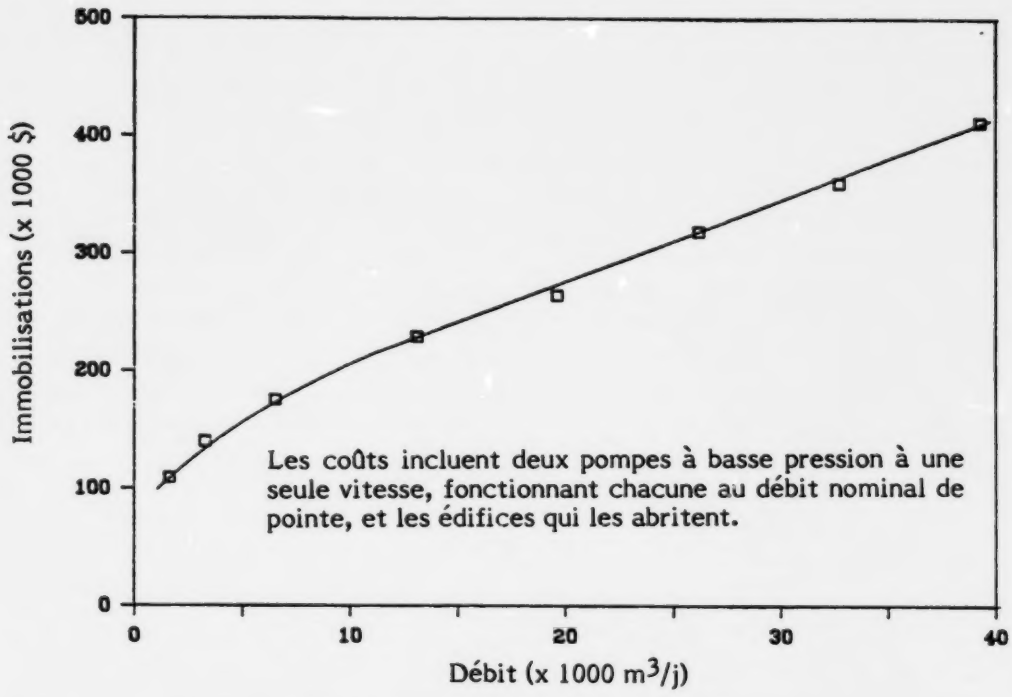


Figure A-1 Coûts d'un poste de pompage - Immobilisations

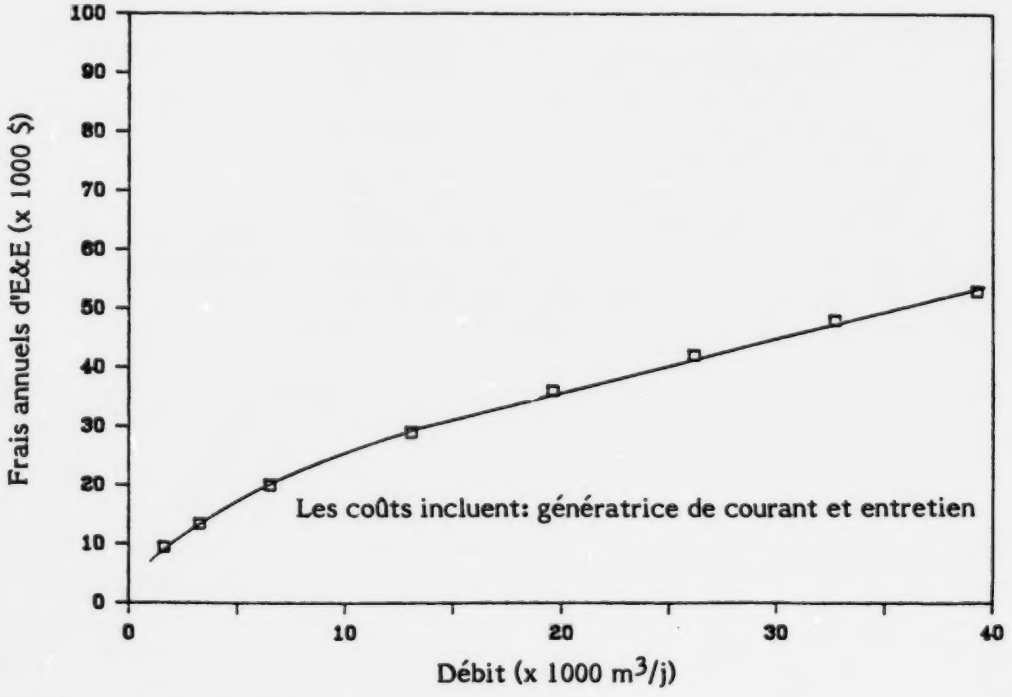


Figure A-2 Coûts d'un poste de pompage - E&E

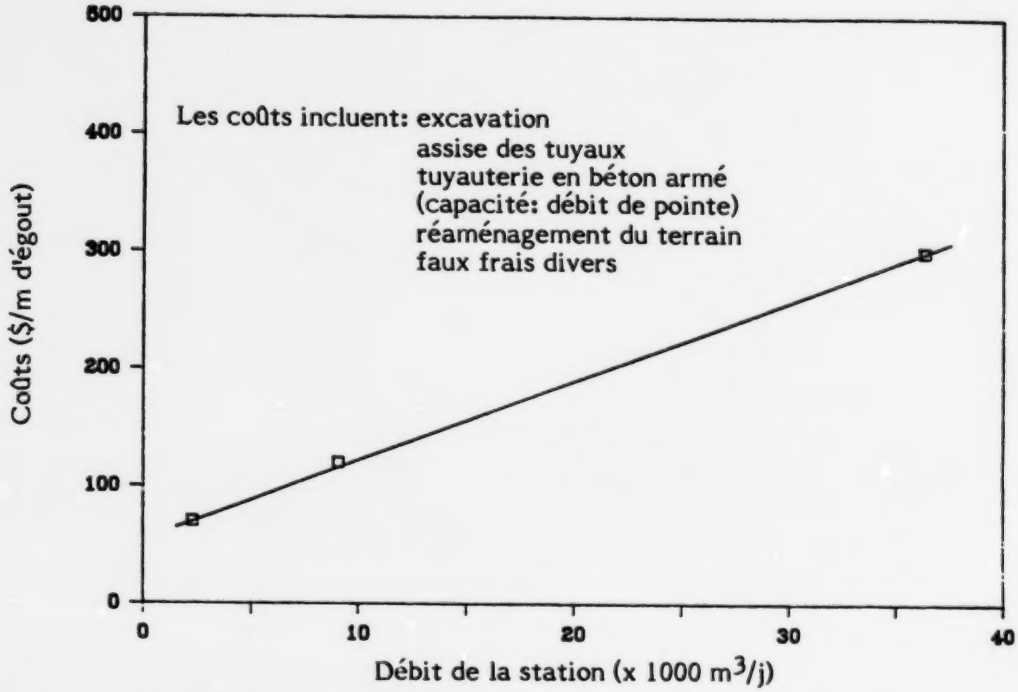


Figure A-3 **Coûts de la tuyauterie de transvasement du bassin - Immobilisations**

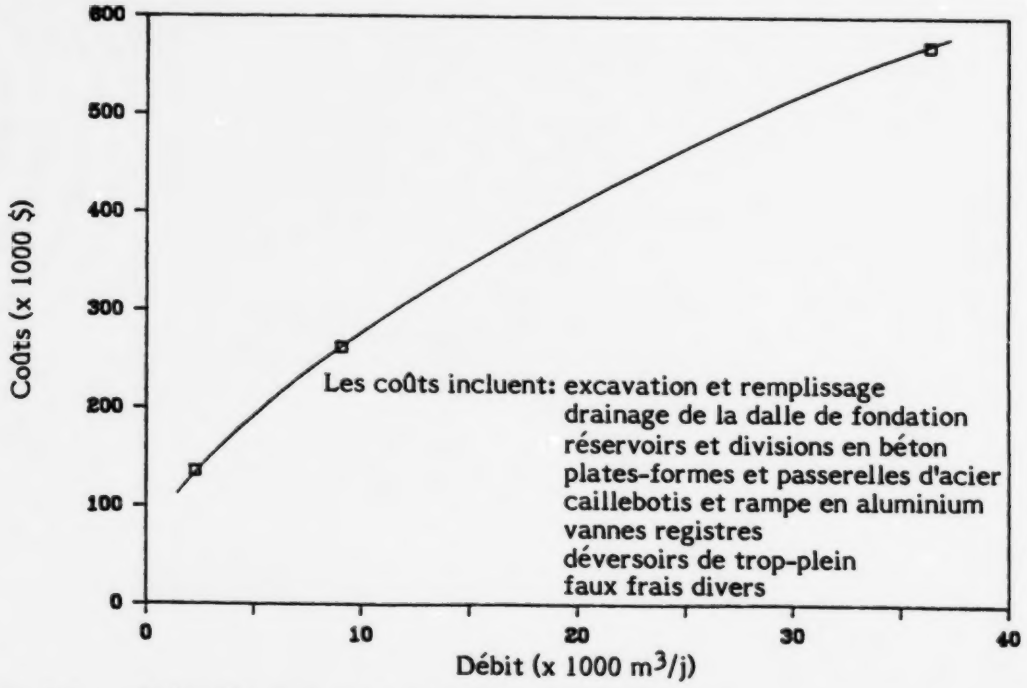


Figure A-4 **Coûts d'un nouveau bassin A/O - Immobilisations**

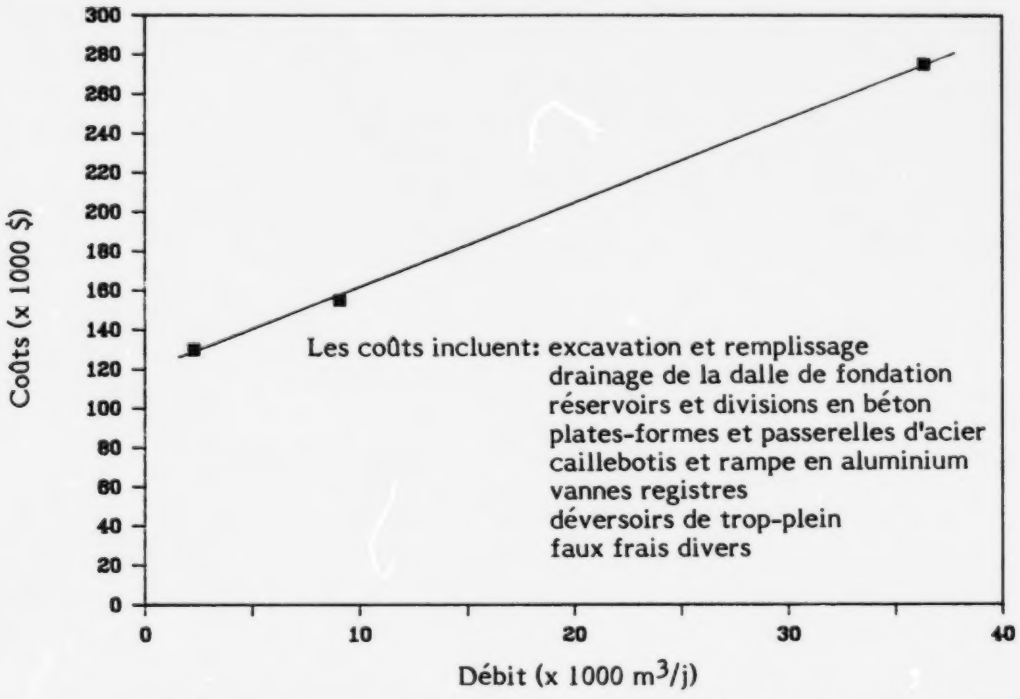


Figure A-5 Frais de conversion d'un bassin à BAC au procédé A/O - Immobilisations

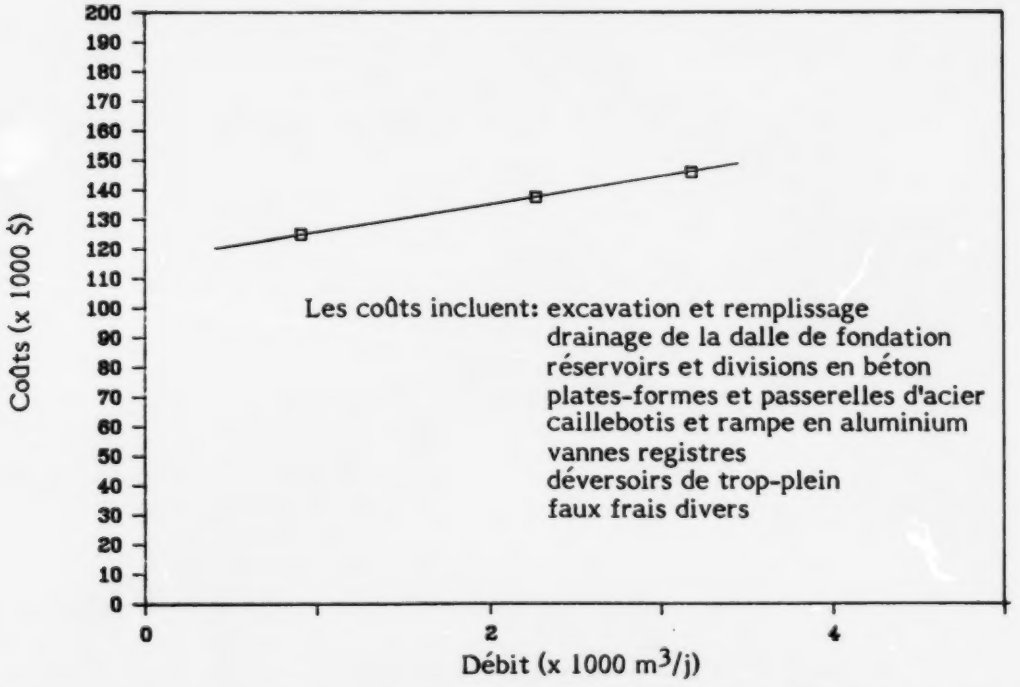


Figure A-6 Frais de conversion d'un bassin d'AP au procédé A/O - Immobilisations

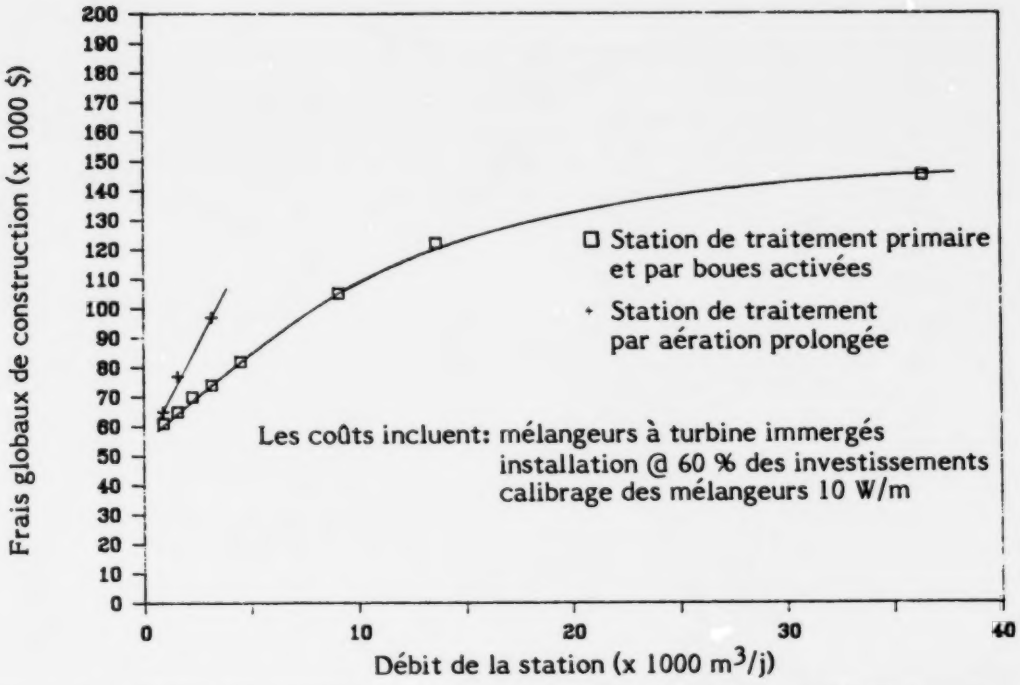


Figure A-7 **Coûts des mélangeurs nécessaires au procédé A/O - Immobilisations**

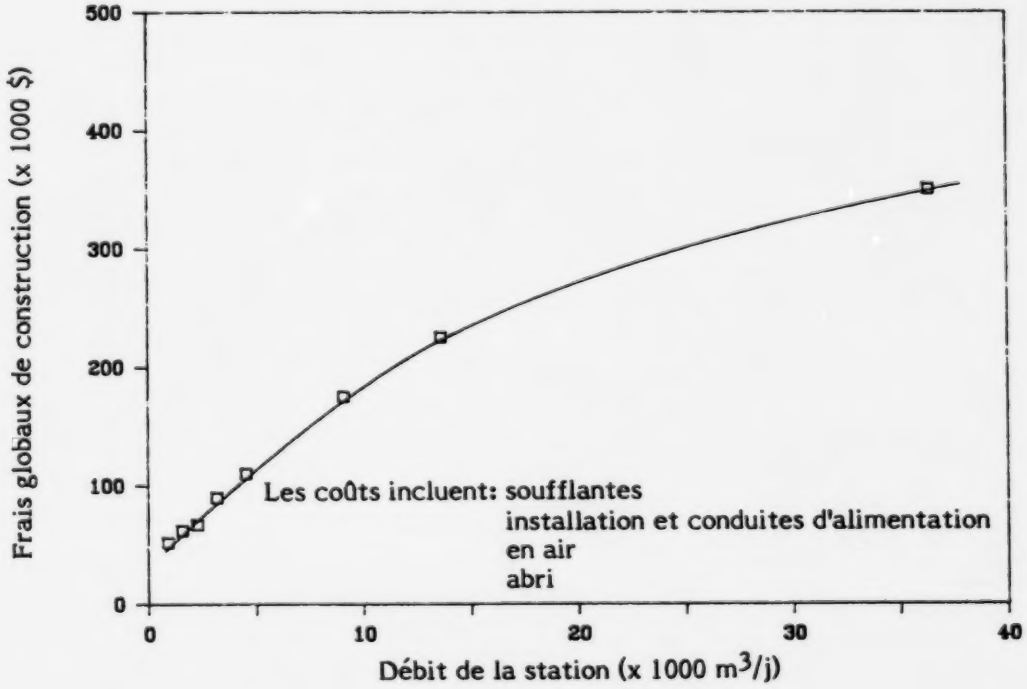


Figure A-8 **Coûts des souffleries nécessaires au procédé A/O - Immobilisations**

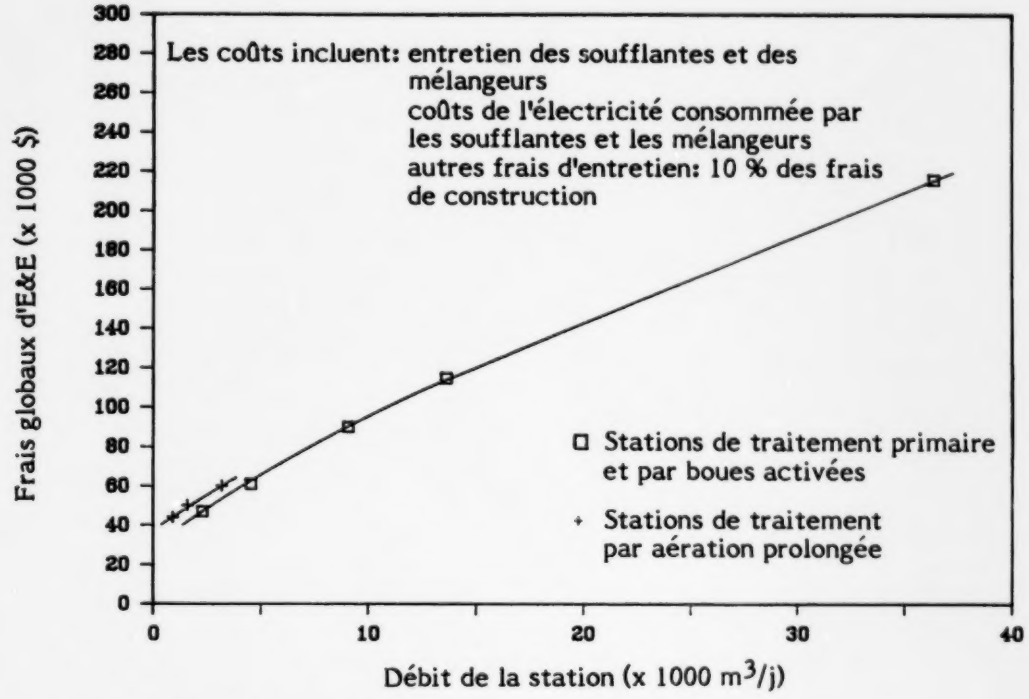


Figure A-9 Coûts d'un bassin A/O - E&E

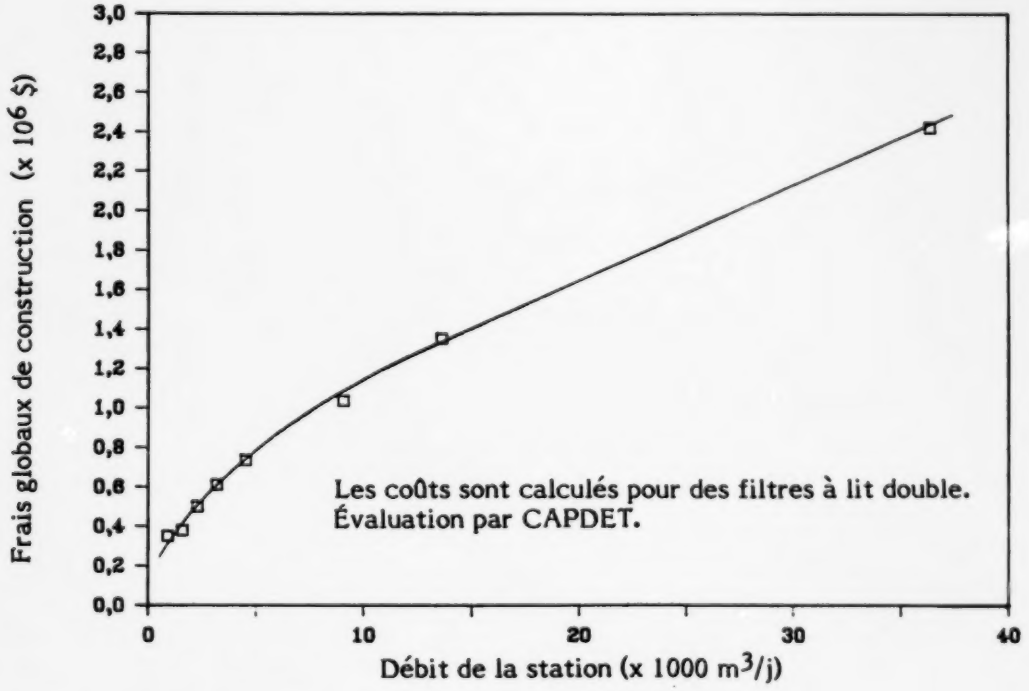


Figure A-10 Coûts d'un filtre à effluent terminal - Immobilisations

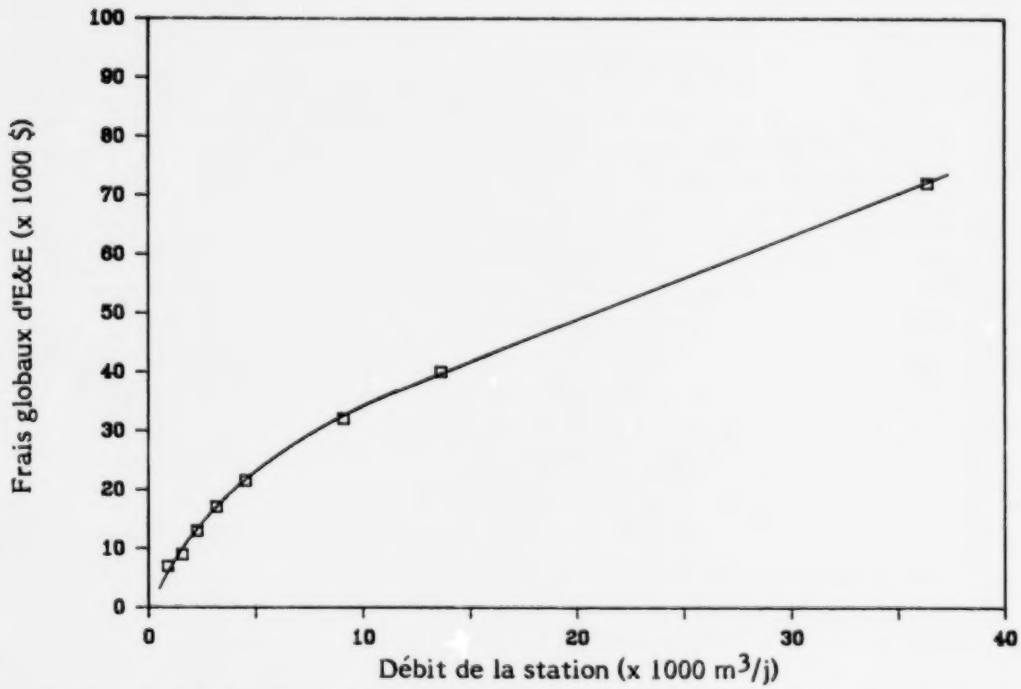


Figure A-11 Coûts d'un filtre à effluent terminal - E&E

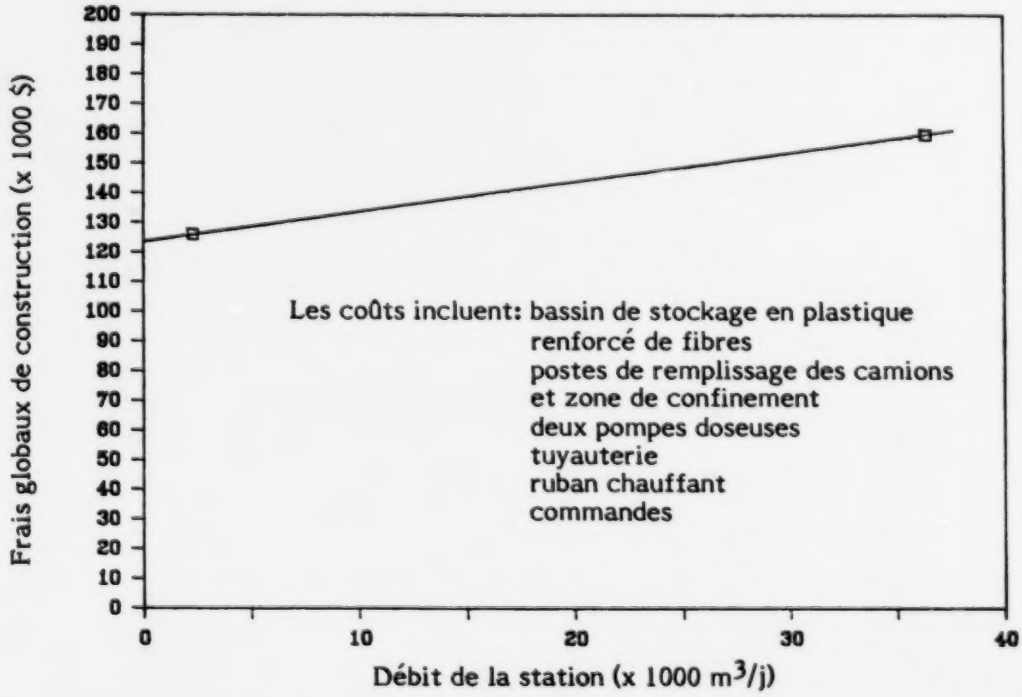


Figure A-12 Frais d'élimination chimique du phosphore - Immobilisations

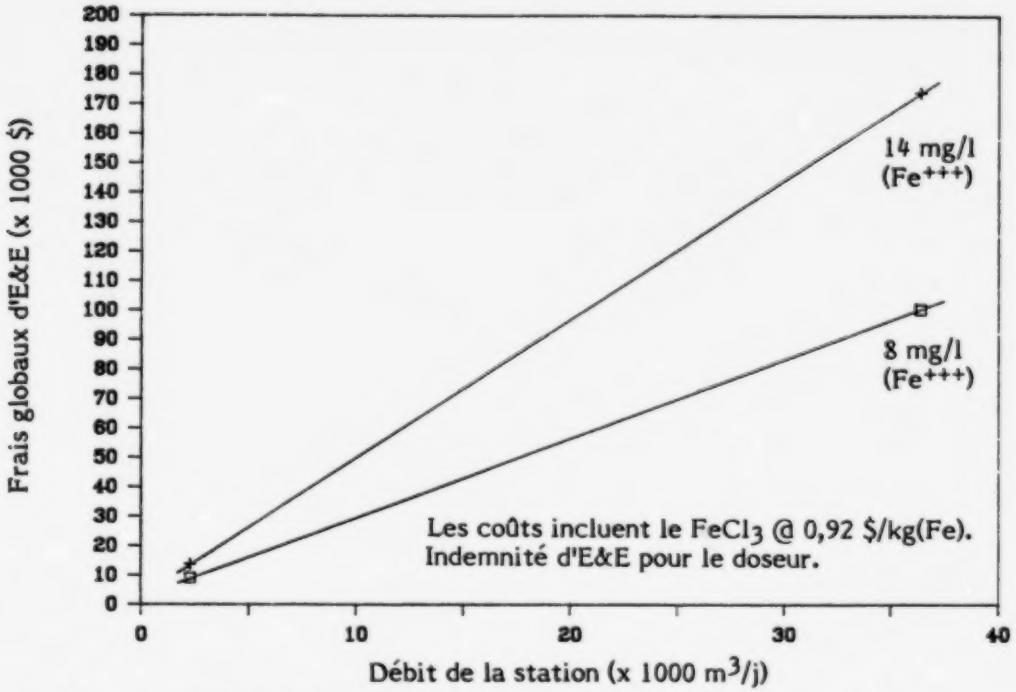


Figure A-13 Frais d'élimination chimique du phosphore - E&E

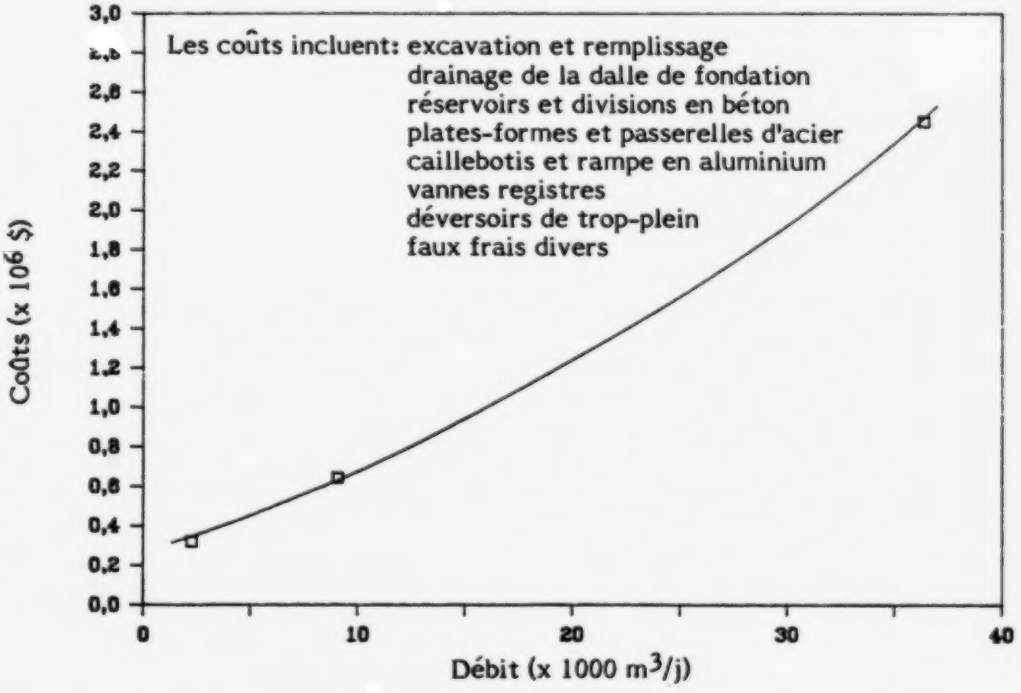


Figure A-14 Coûts d'un nouveau bassin A/O - Immobilisations

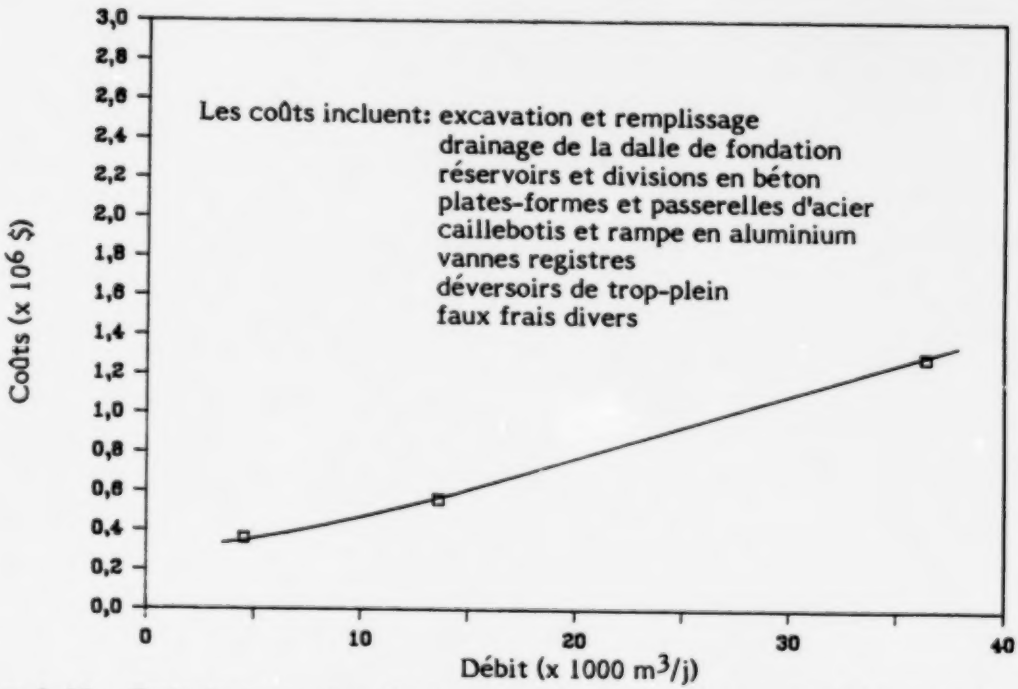


Figure A-15 **Frais de conversion d'un bassin d'aération à BAC au procédé Bardenpho - Immobilisations**

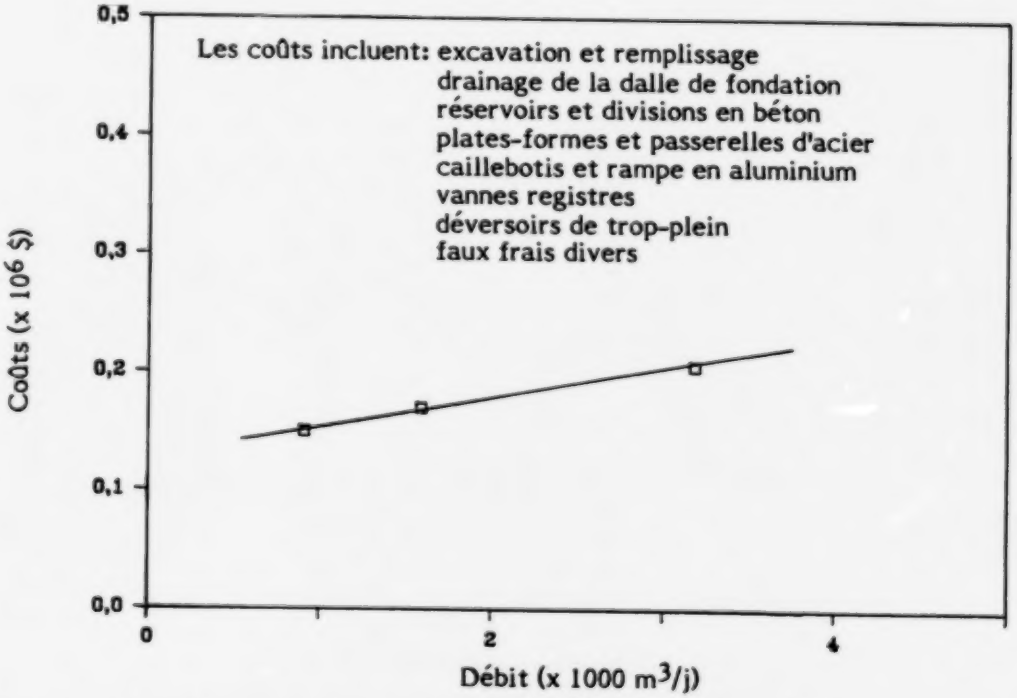


Figure A-16 **Frais de conversion d'un bassin d'AP au procédé Bardenpho - Immobilisations**

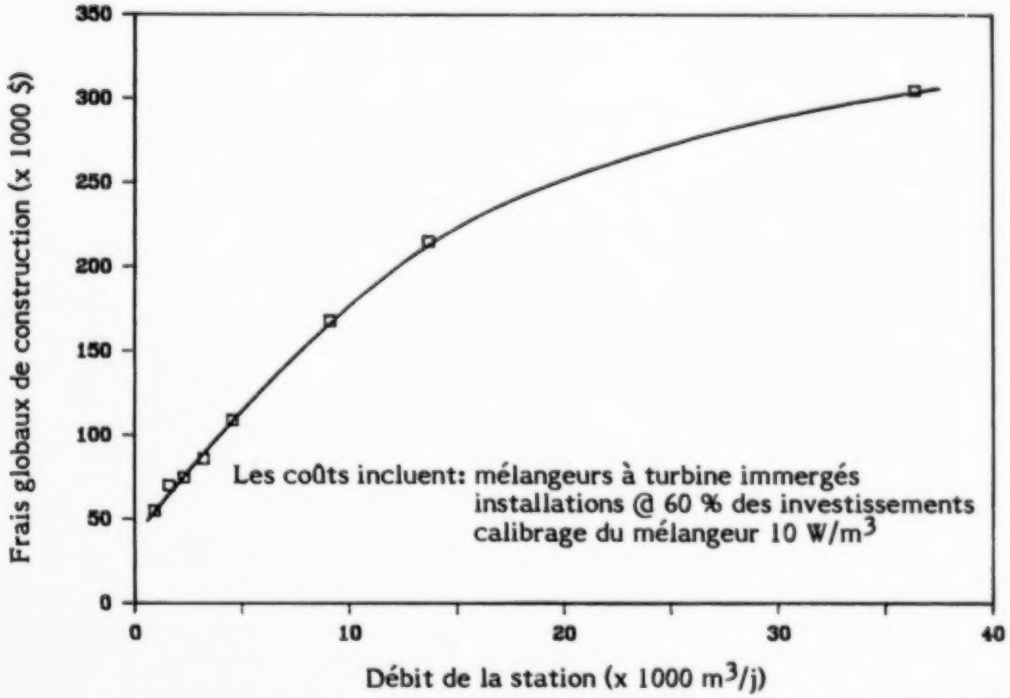


Figure A-17 Coûts des mélangeurs nécessaires au procédé Bardenpho - Immobilisations

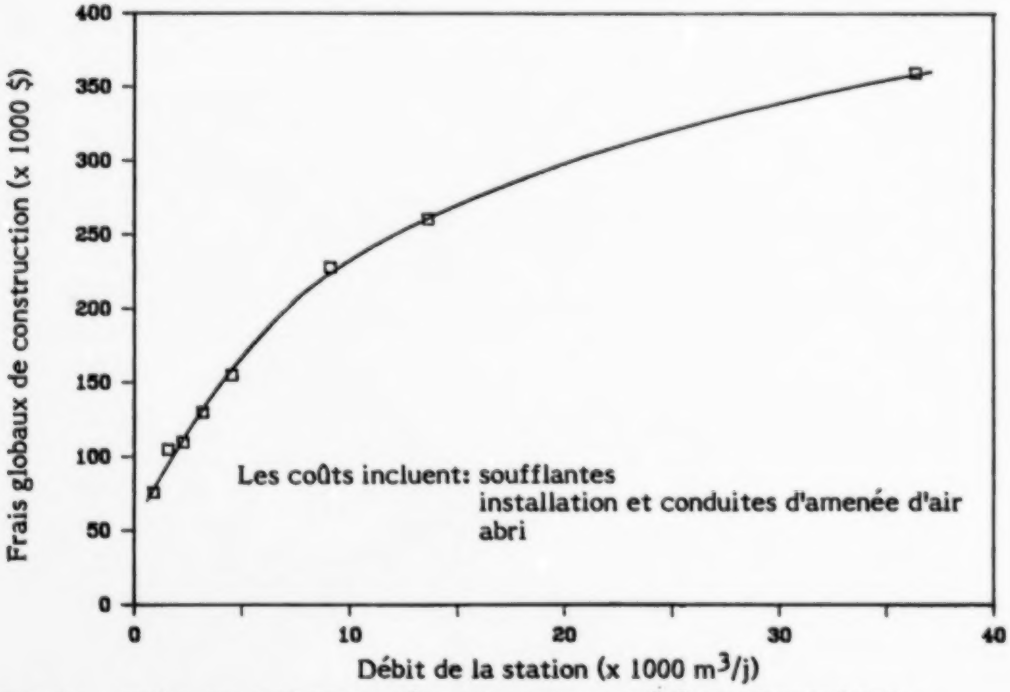


Figure A-18 Coûts des souffleries nécessaires aux procédés Bardenpho/UCT - Immobilisations

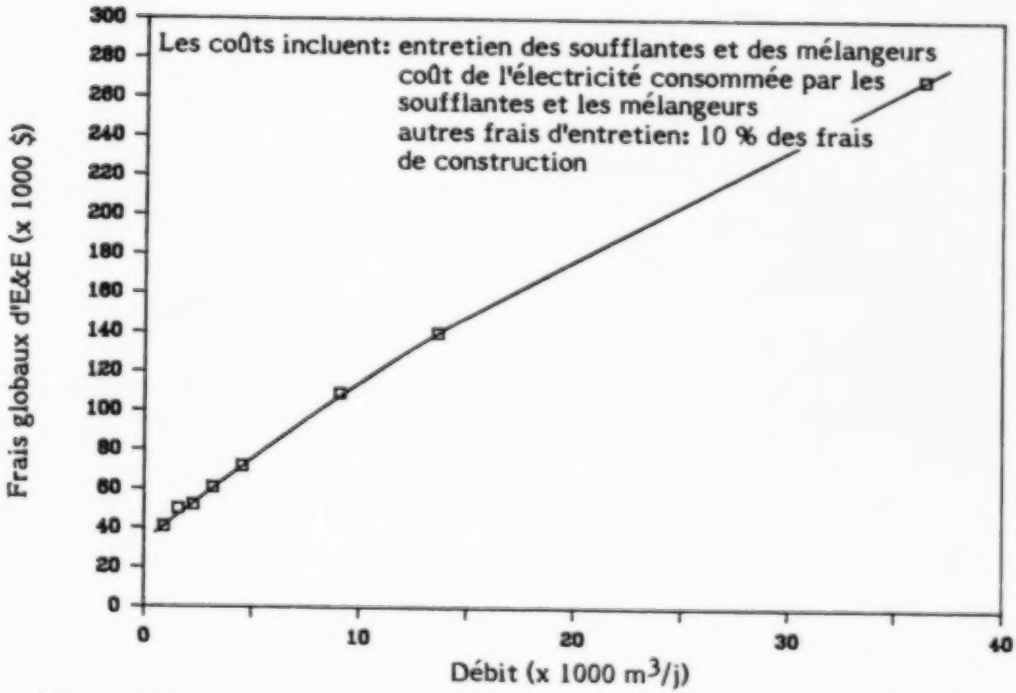


Figure A-19 Coûts des souffleries nécessaires aux procédés Bardenpho/UCT - E&E

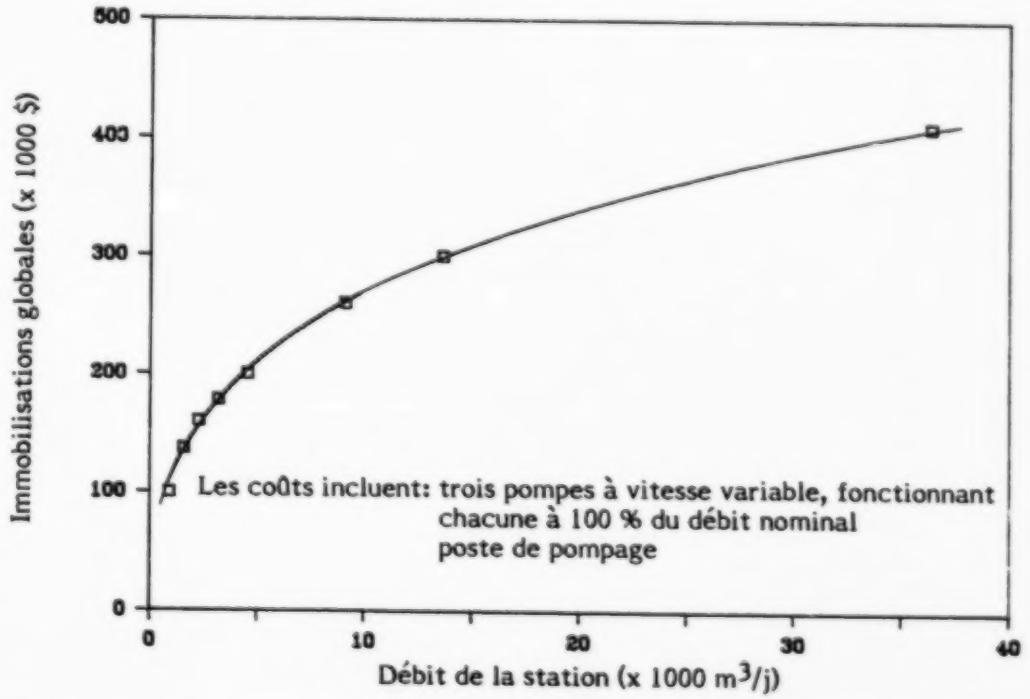


Figure A-20 Frais de recyclage interne du procédé Bardenpho - Immobilisations

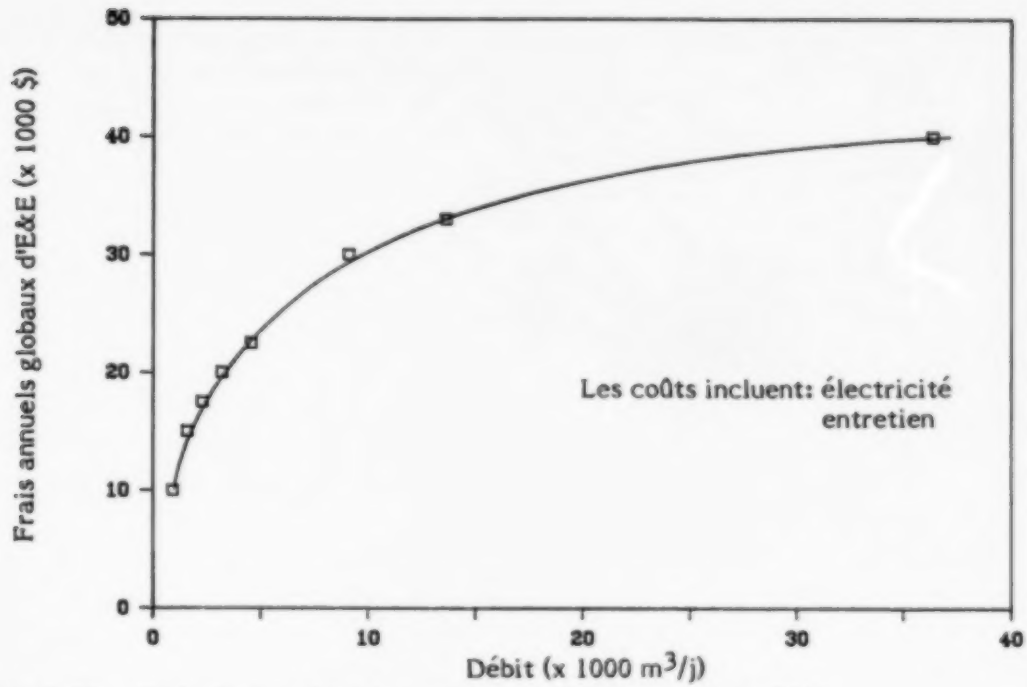


Figure A-21 Frais de recyclage interne du procédé Bardenpho - E&E

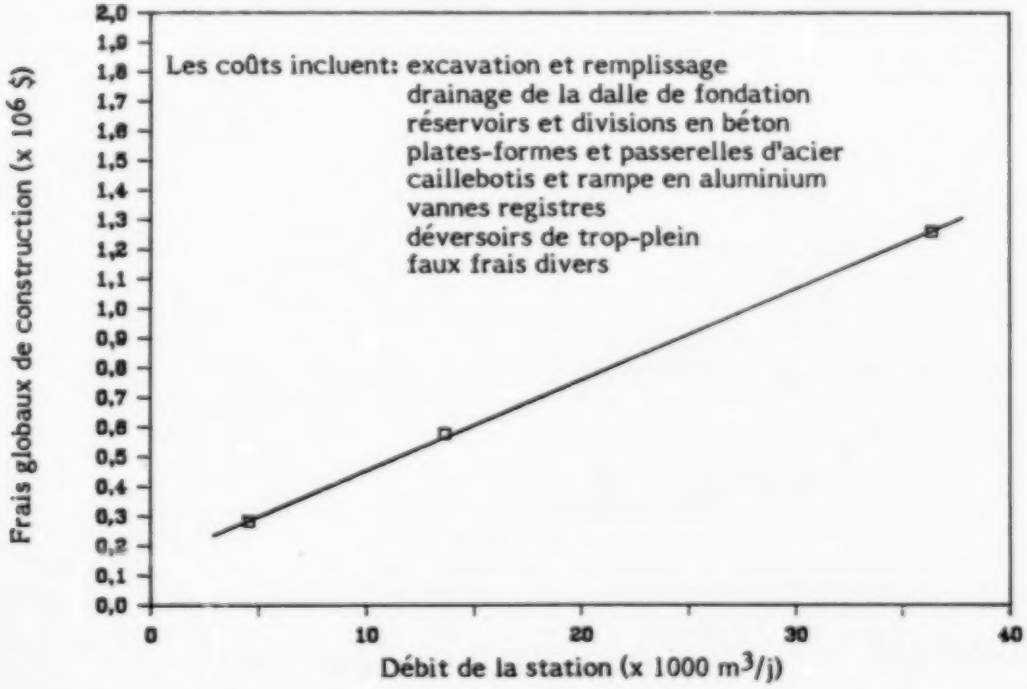


Figure A-22 Coûts du bassin d'aération à BAC - Immobilisations

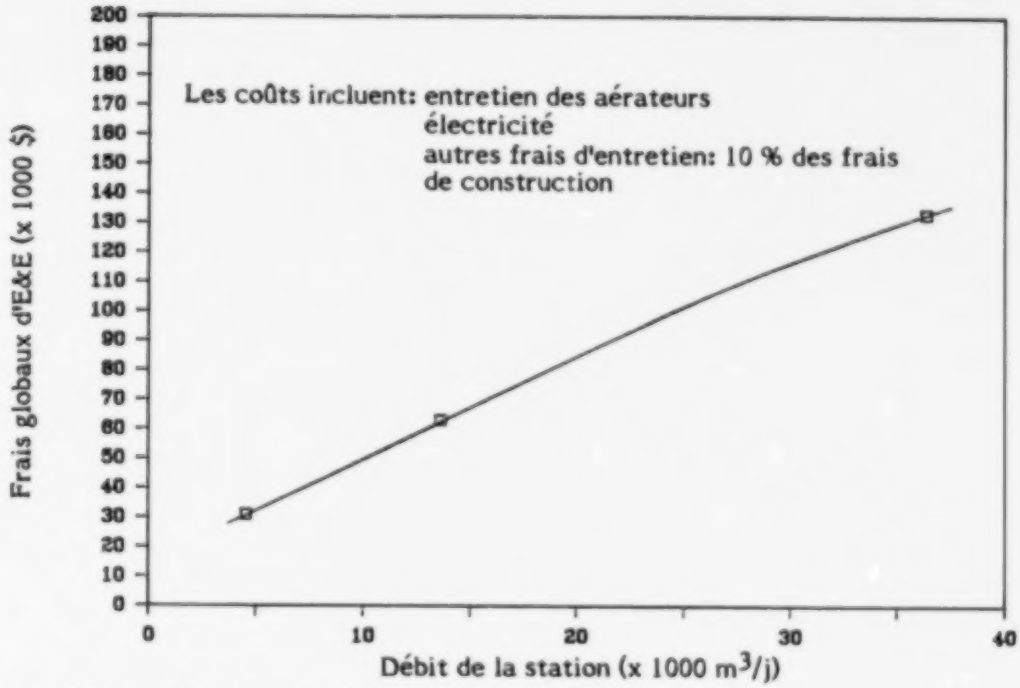


Figure A-23 Coûts du bassin d'aération à BAC - E&E

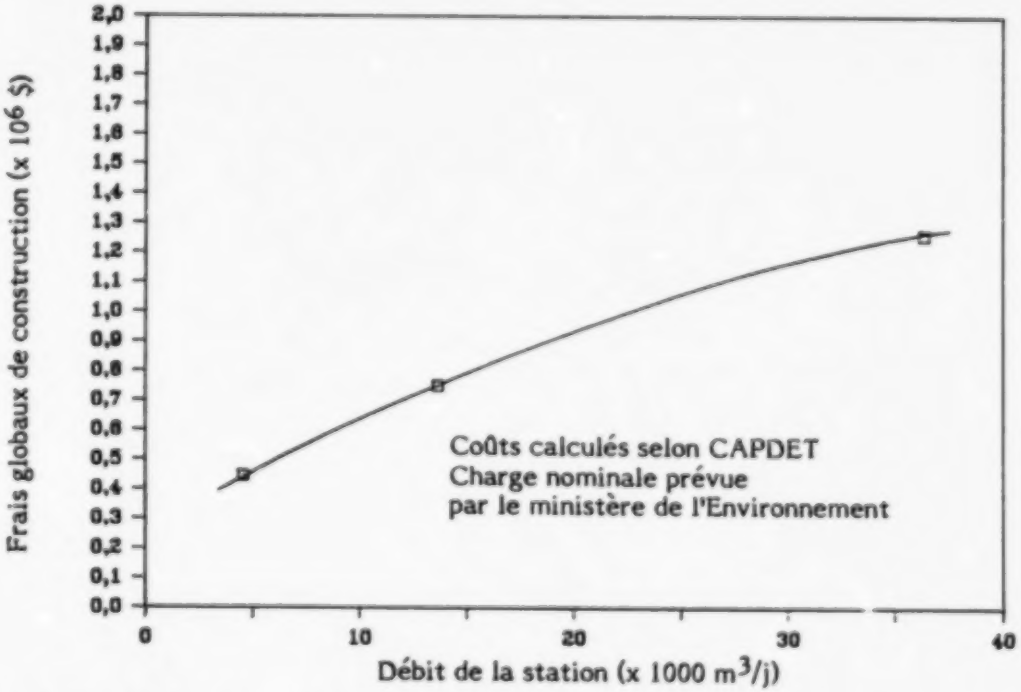


Figure A-24 Coûts du clarificateur secondaire - Immobilisations

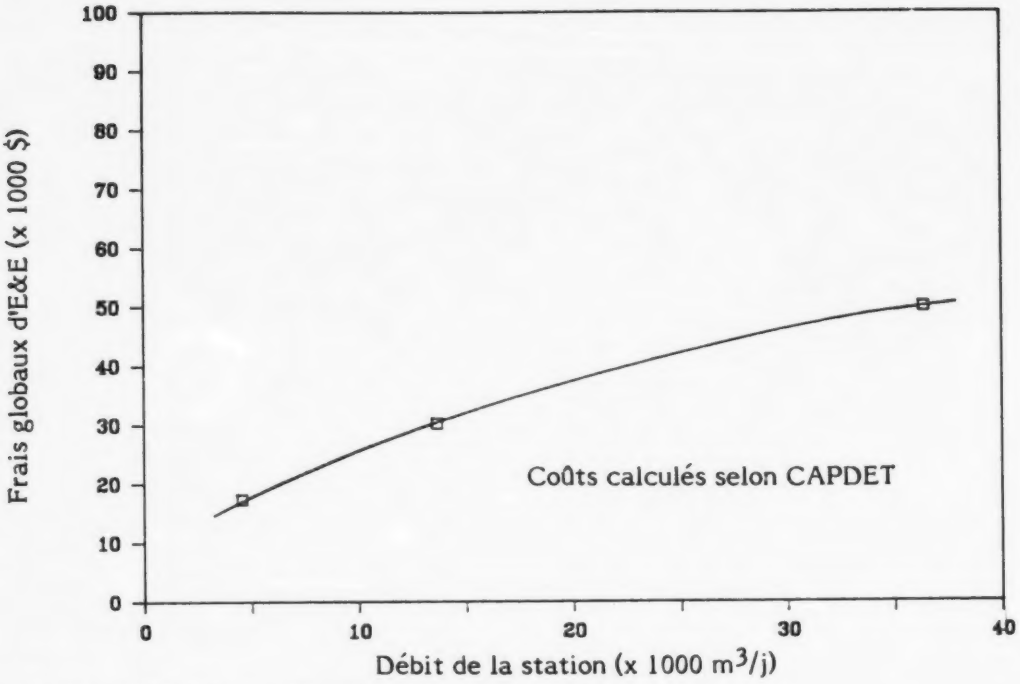


Figure A-25 Coûts du clarificateur secondaire - E&E

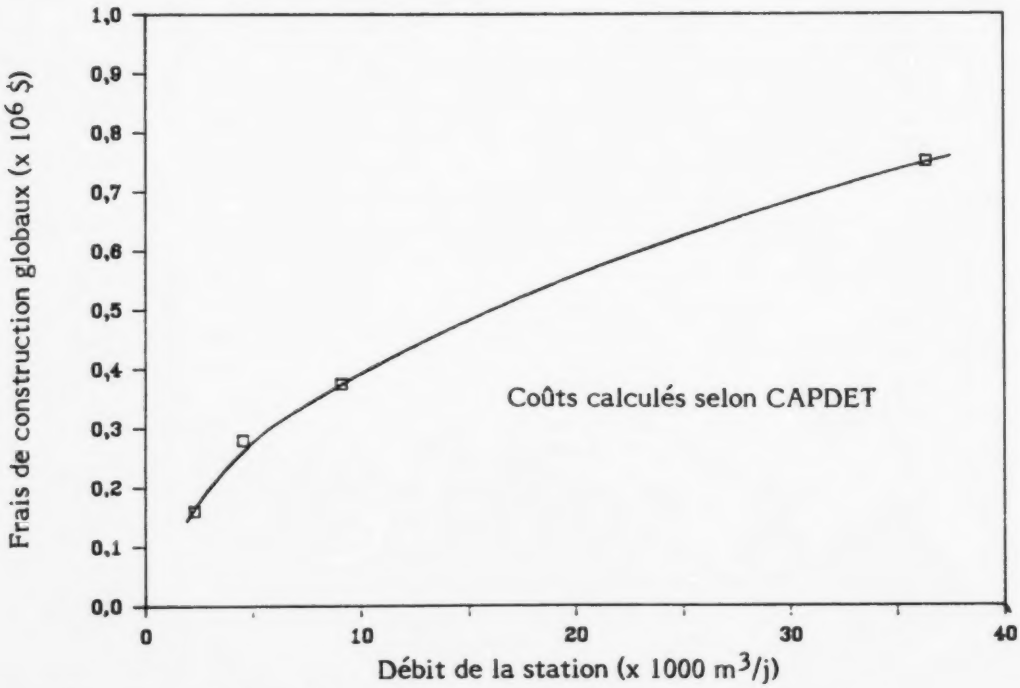


Figure A-26 Coûts du bassin du laveur de phosphore anaérobie nécessaire au procédé Phostrip - Immobilisations

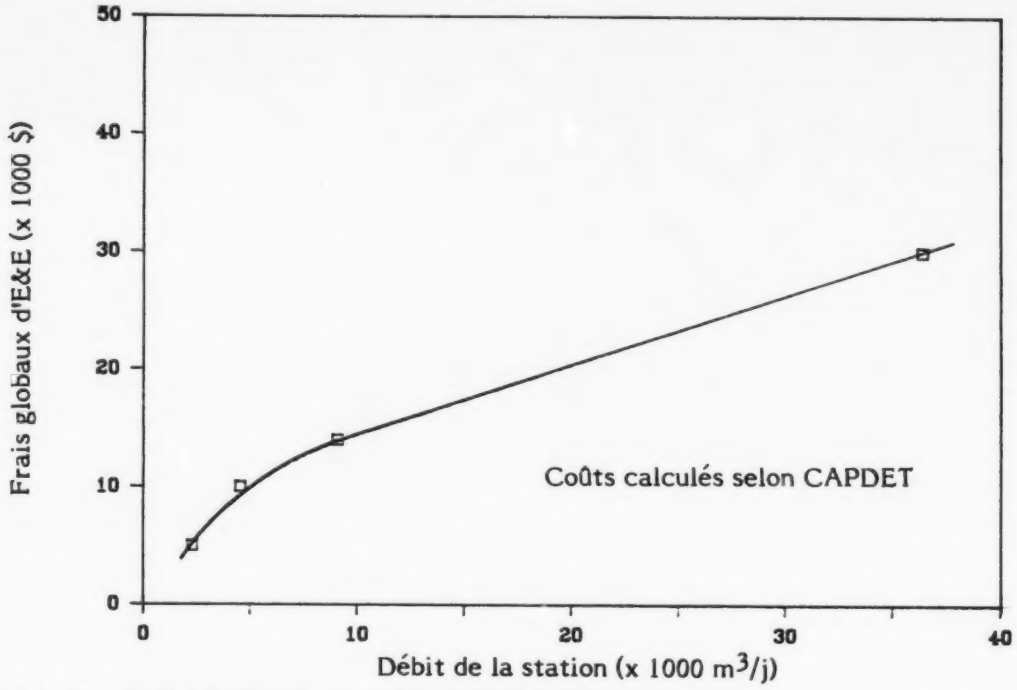


Figure A-27 **Coûts du bassin du laveur de phosphore anaérobie nécessaire au procédé Phostrip - E&E**

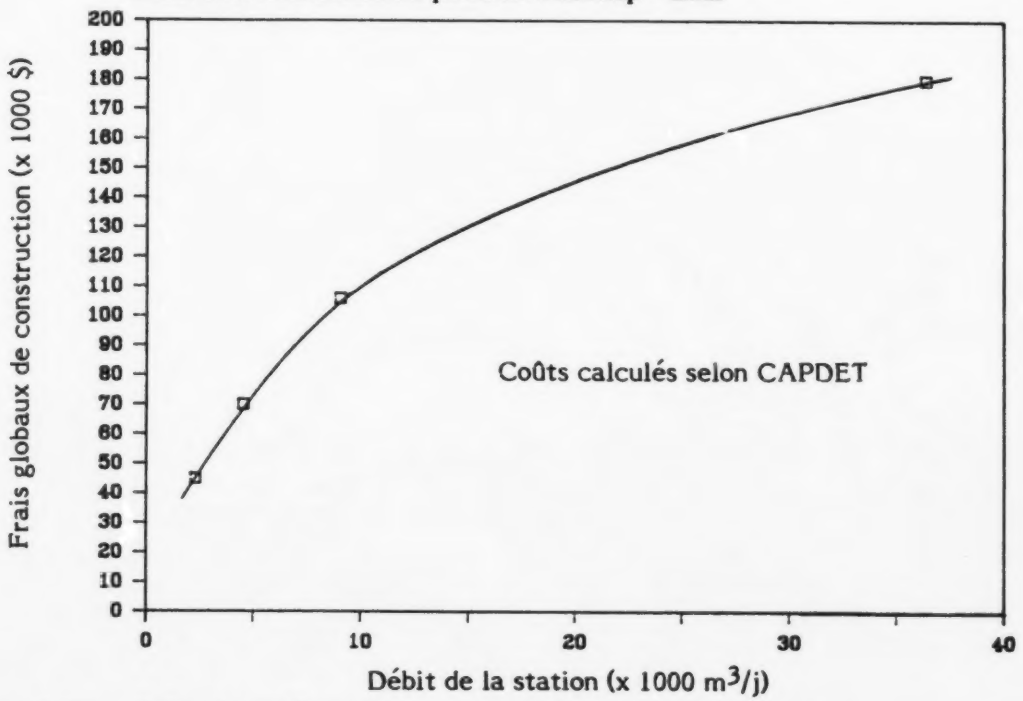


Figure A-28 **Coûts du système de pompage de la sous-verse nécessaire au procédé Phostrip - Immobilisations**

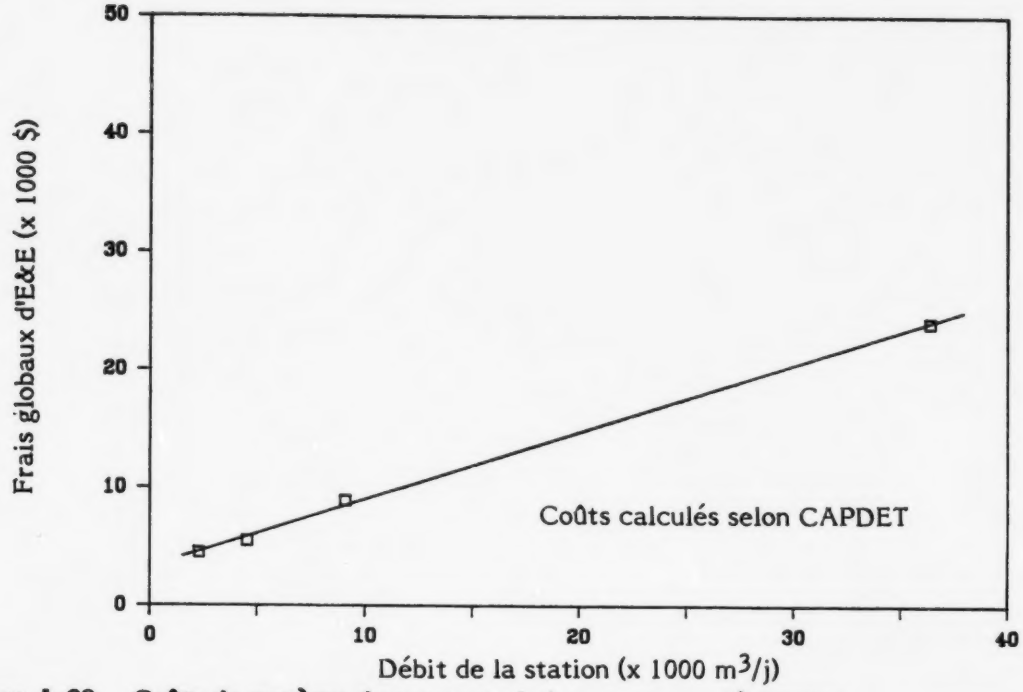


Figure A-29 **Coûts du système de pompage de la sous-verse nécessaire au procédé Phostrip - E&E**

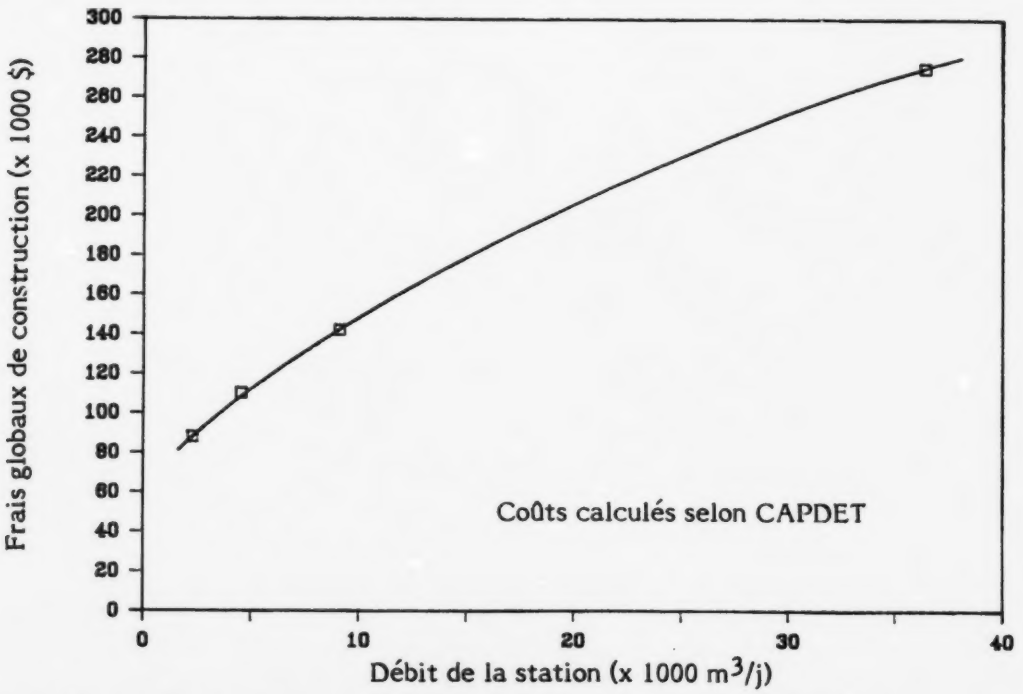


Figure A-30 **Coûts du réacteur-clarificateur nécessaire au procédé Phostrip - Immobilisations**

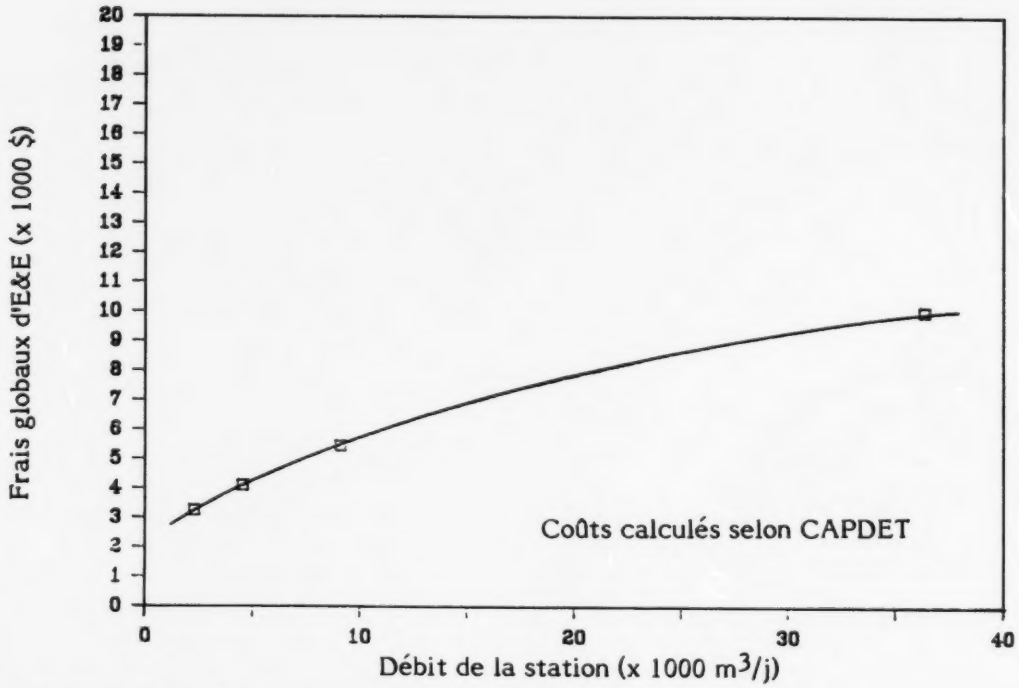


Figure A-31 **Coûts du réacteur-clarificateur nécessaire au procédé Phostrip - E&E**

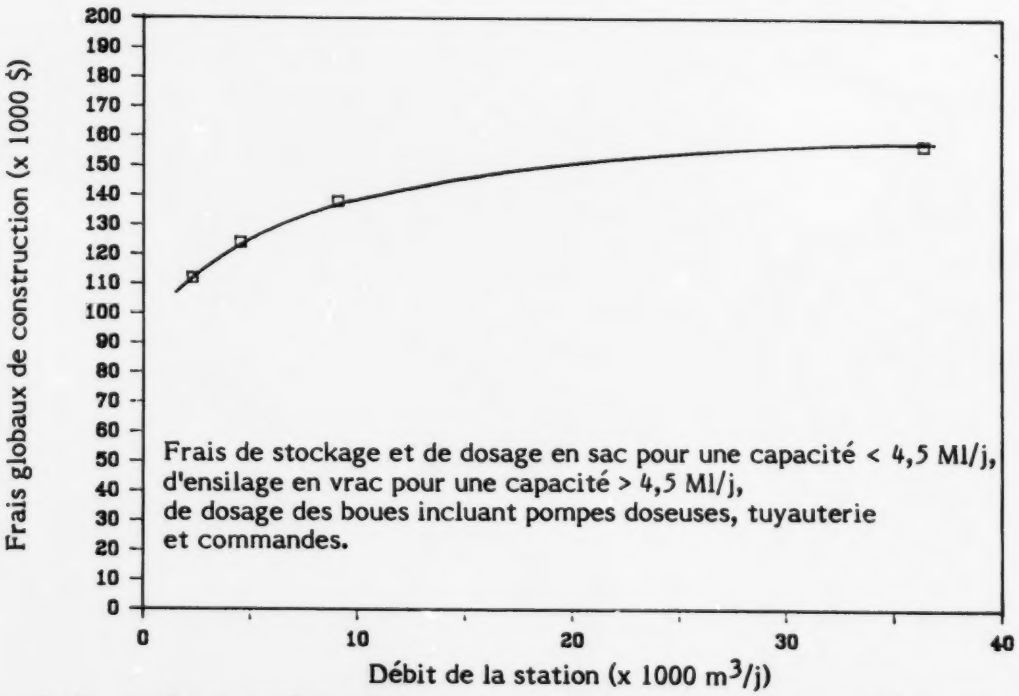


Figure A-32 **Coûts du système de dosage de la chaux nécessaire au procédé Phostrip - Immobilisations**

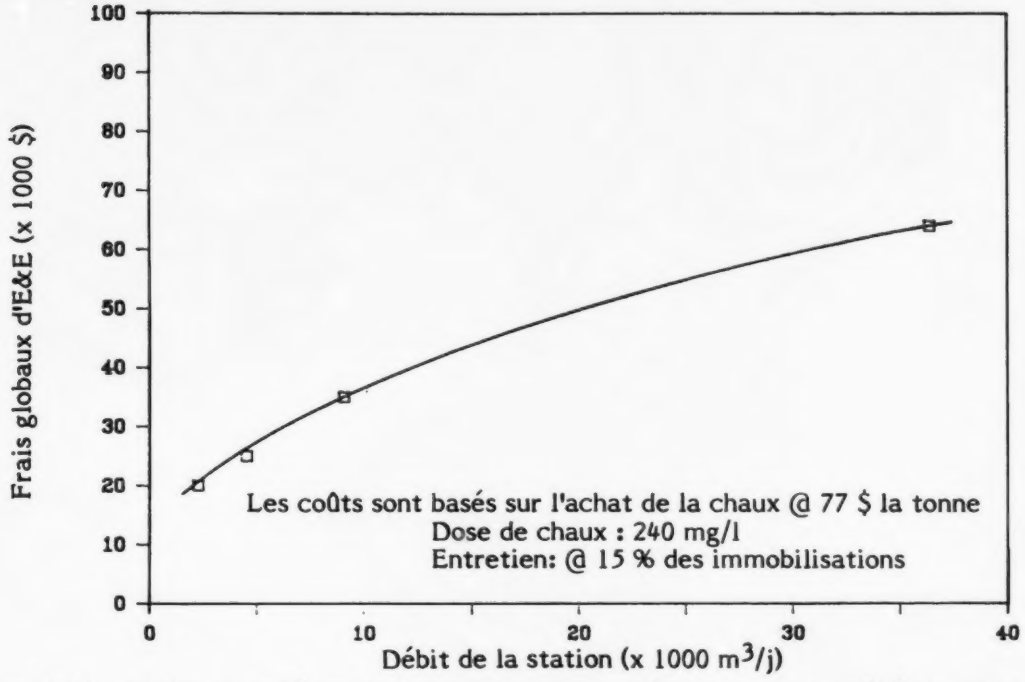


Figure A-33 Coûts du système de dosage de la chaux nécessaire au procédé Phostrip - E&E

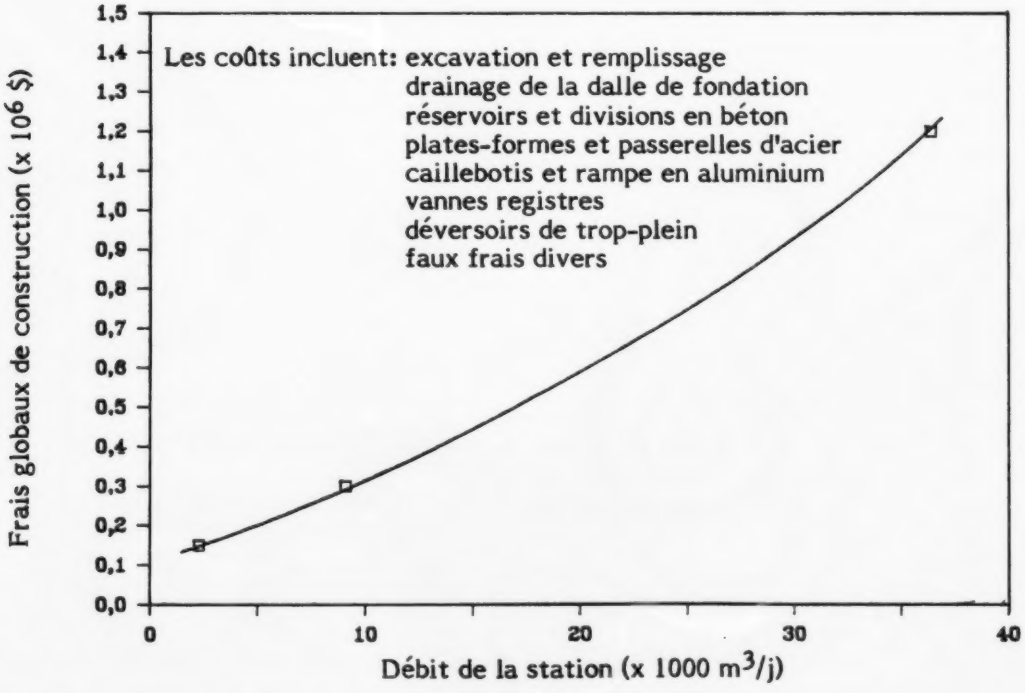


Figure A-34 Coûts d'un nouveau bassin UCT - Immobilisations

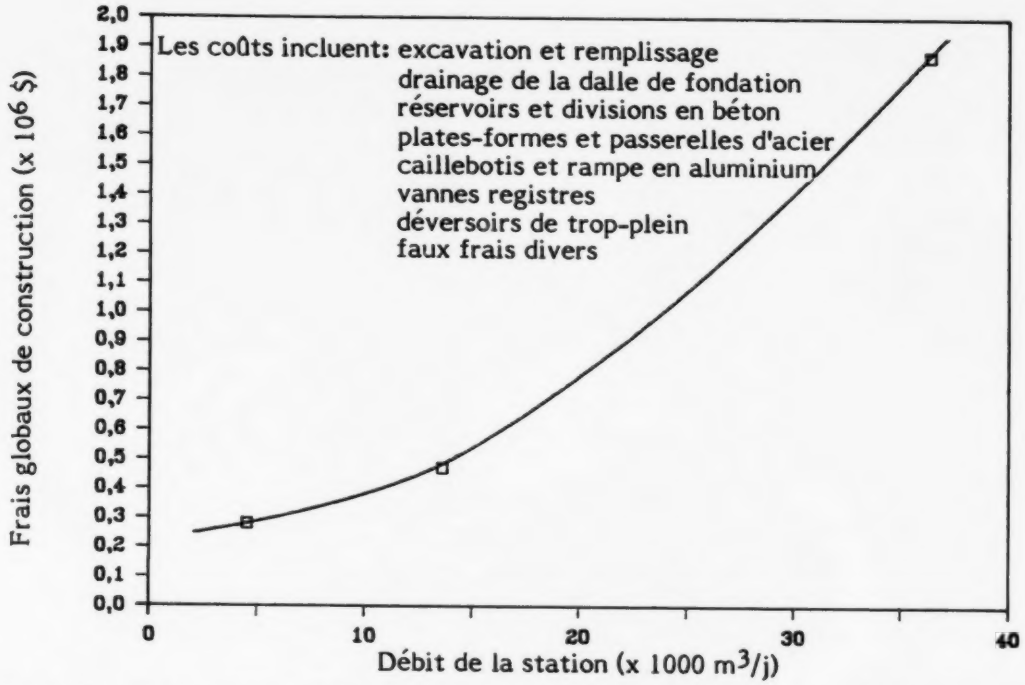


Figure A-35 Frais de conversion d'une station d'aération à BAC au procédé UCT - Immobilisations

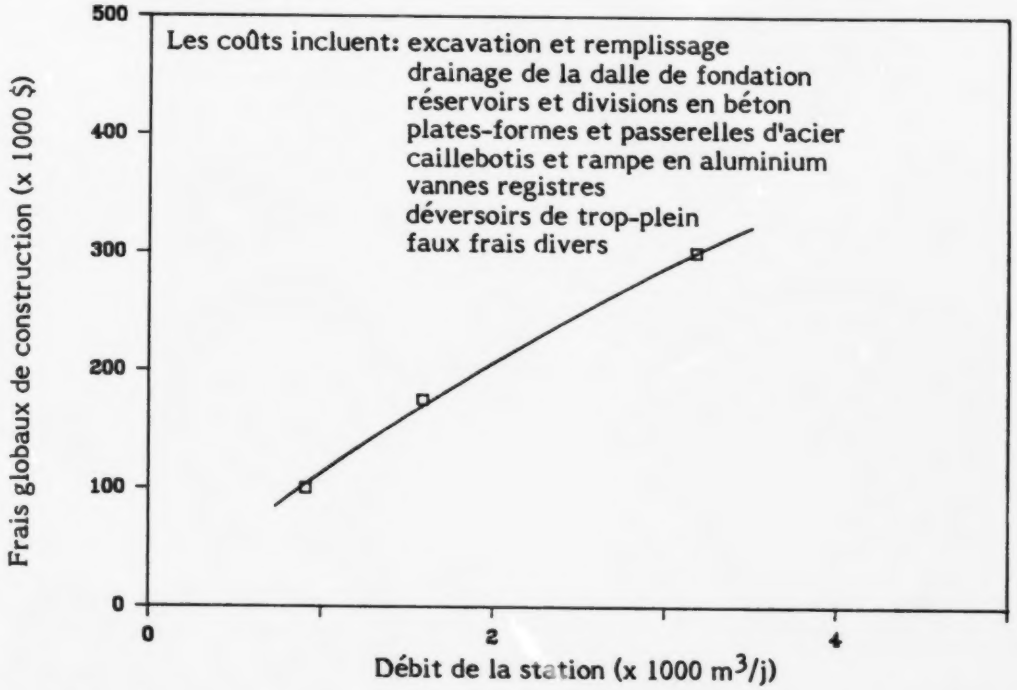


Figure A-36 Frais de conversion d'un bassin d'AP au procédé UCT - Immobilisations

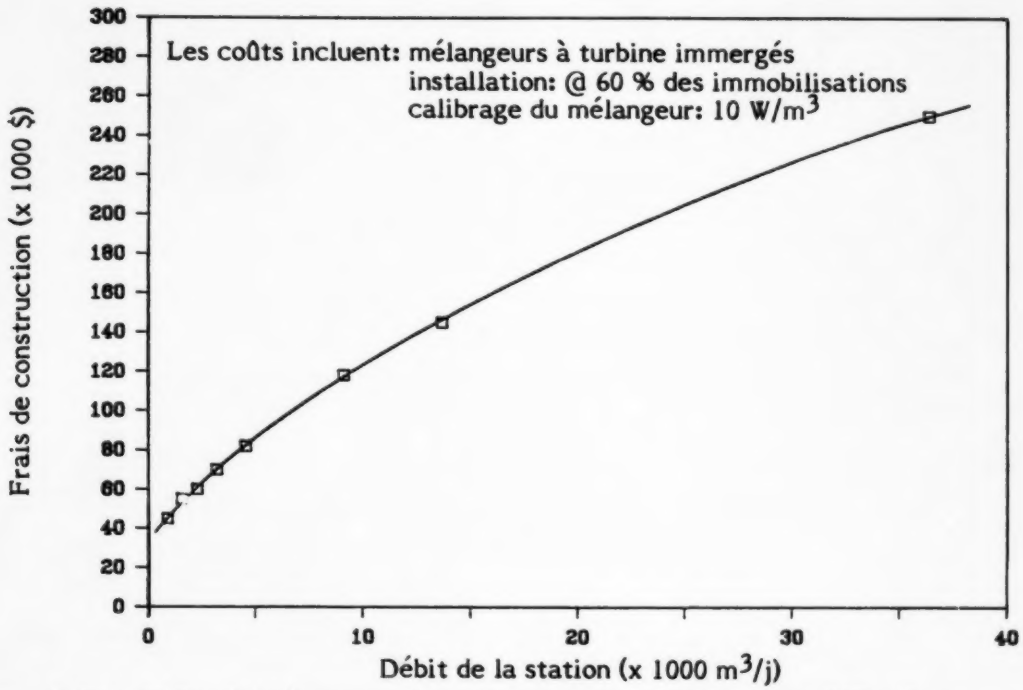


Figure A-37 Coûts du mélangeur nécessaire au procédé UCT - Immobilisations

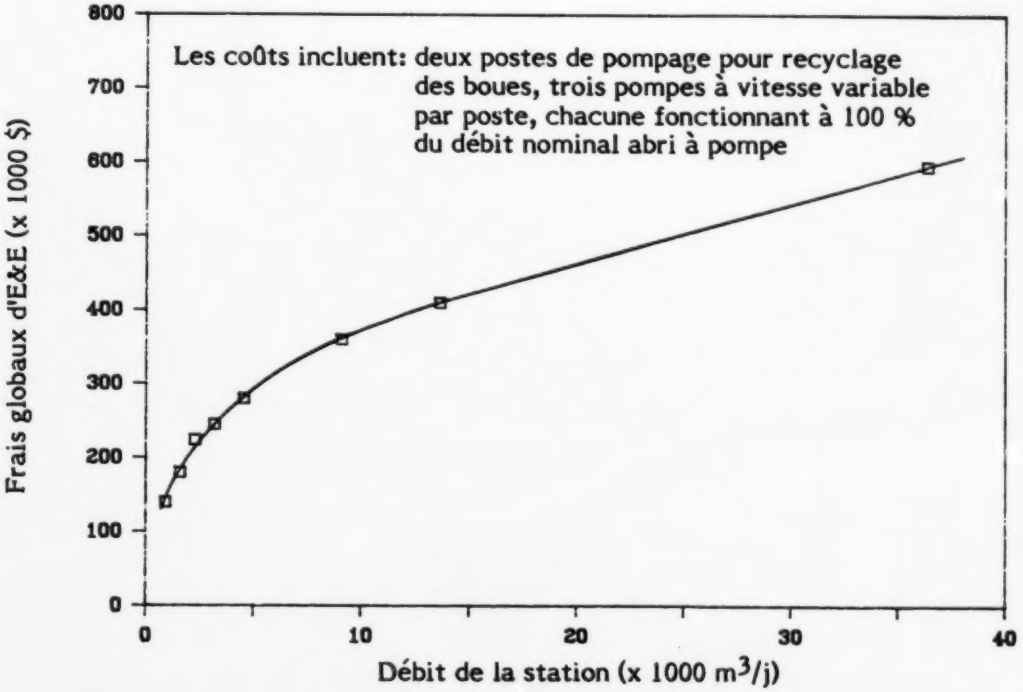


Figure A-38 Frais de recyclage interne propres au procédé UCT - Immobilisations

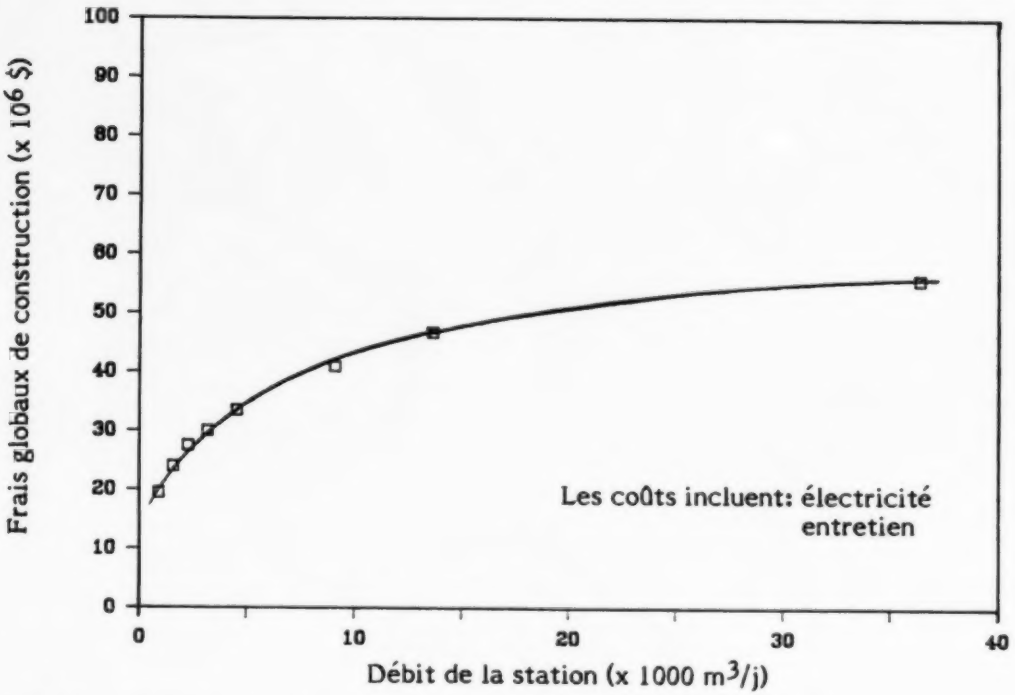


Figure A-39 Frais de recyclage interne propres au procédé UCT - E&E

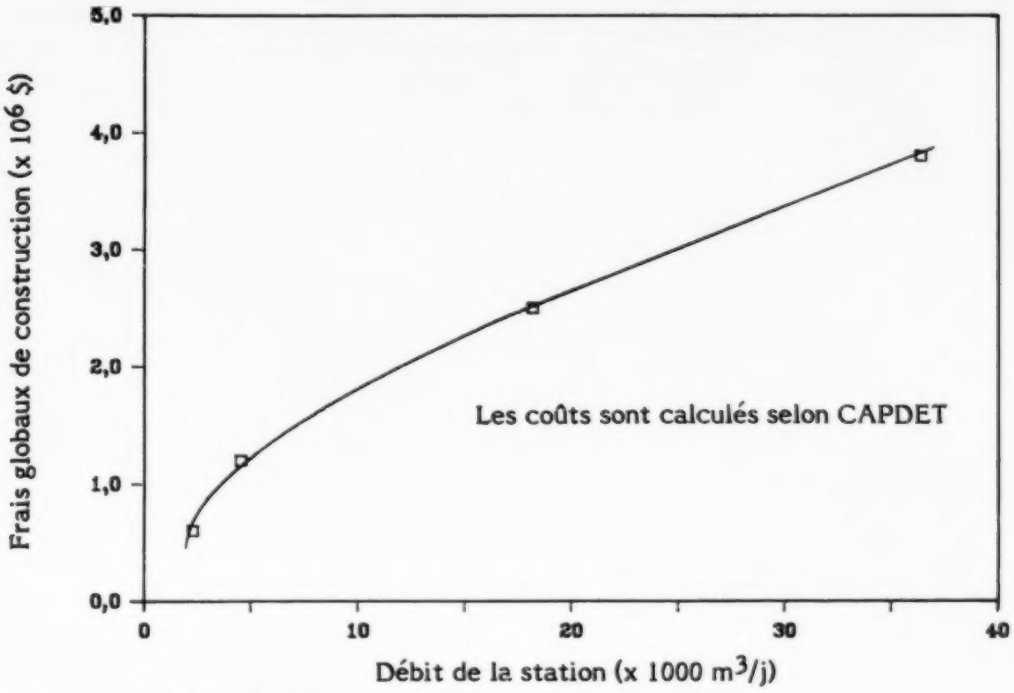


Figure B-1 **Frais de régularisation du débit - Immobilisations**

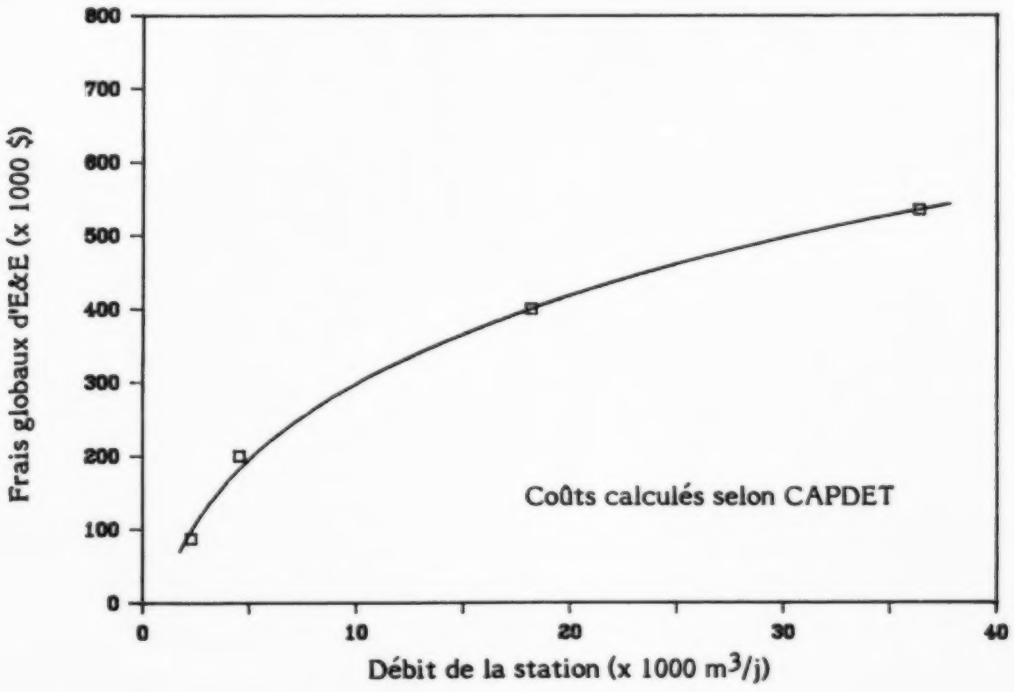


Figure B-2 **Frais de régularisation du débit - E&E**

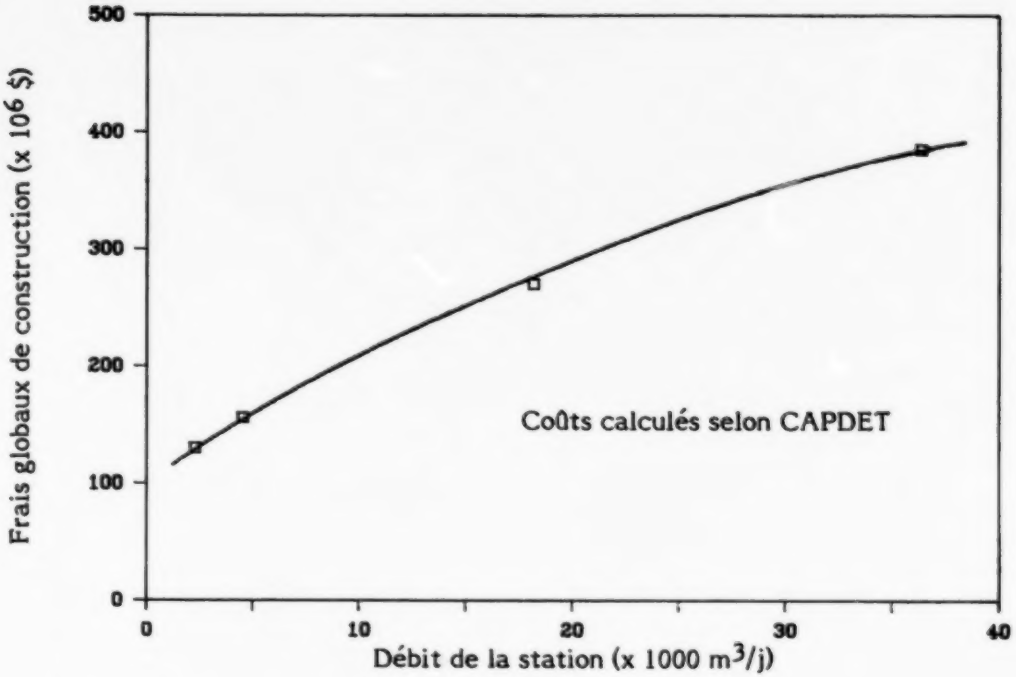


Figure B-3 Coûts du bassin de chloration - Immobilisations

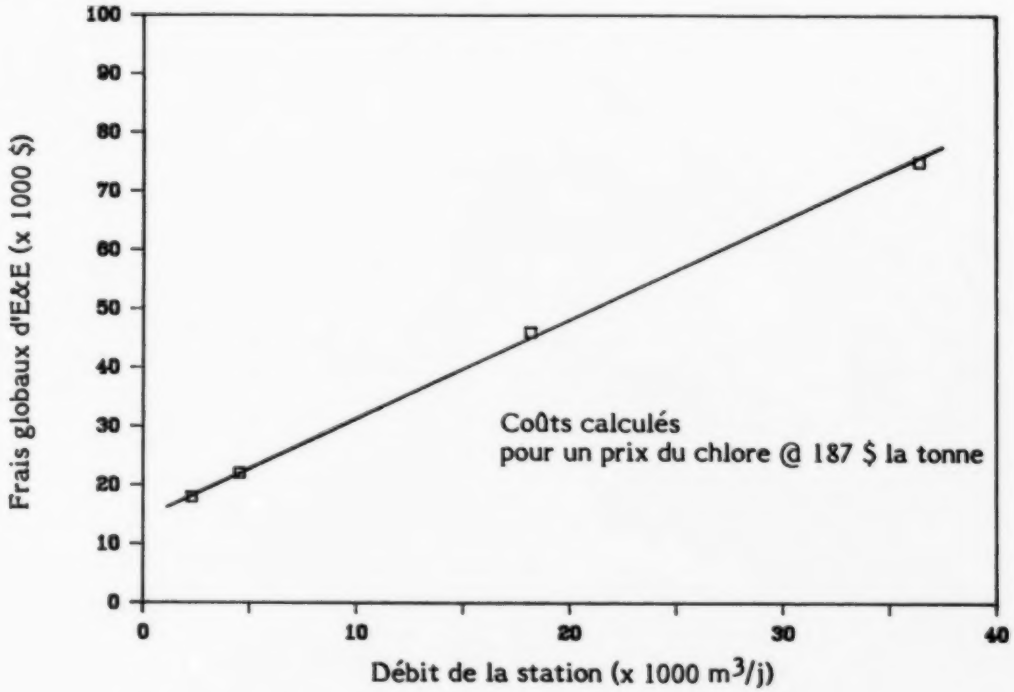


Figure B-4 Coûts du bassin de chloration - E&E

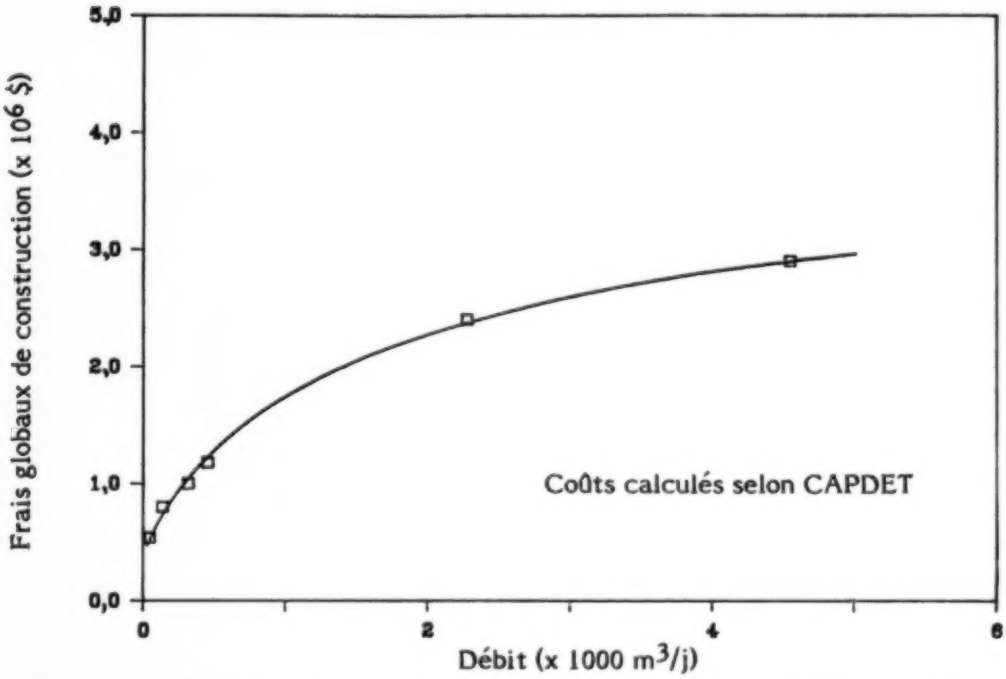


Figure B-5 **Coûts de l'épaississeur par flottation à l'air dissous - Immobilisations**

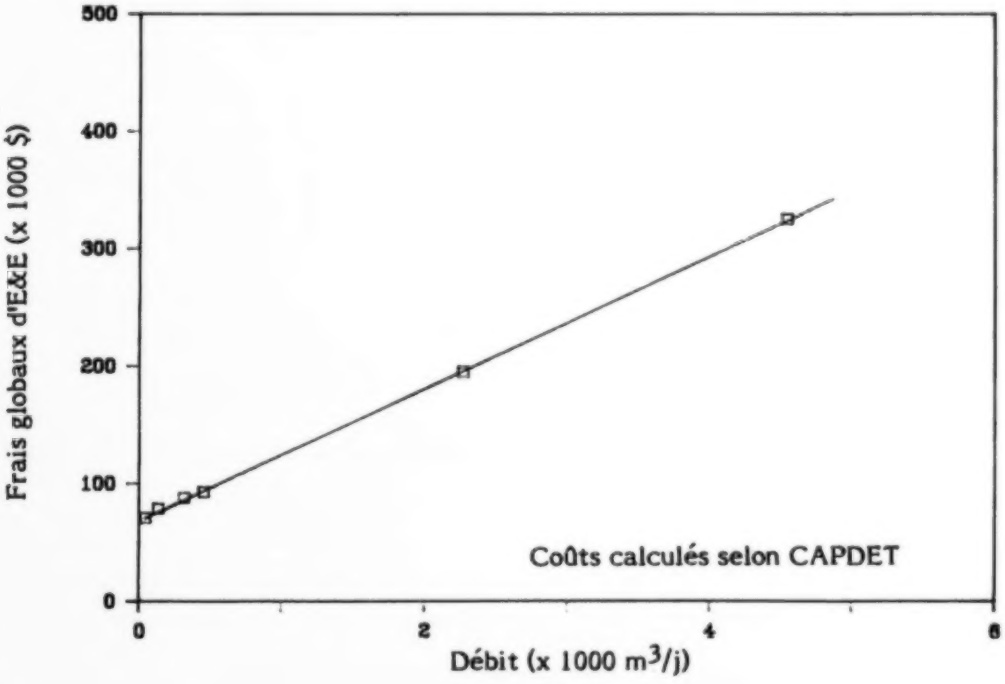


Figure B-6 **Coûts de l'épaississeur par flottation à l'air dissous - E&E**